

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE
SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ M'HAMED BOUGARA-BOUMERDES

Faculté des Hydrocarbures et de la Chimie

Département Génie des Procédés Chimiques et Pharmaceutiques

Mémoire de Master



Présenté par

CHERBALI Naim

Filière : Hydrocarbures

Spécialité : Génie des Procédés-Raffinage

*Etude du fonctionnement de la colonne de
pré-distillation C 501 de la Raffinerie d'Alger
RA1/G*

Devant le jury :

	Prof	UMBB	Président
	Prof	UMBB	Examineur
	Prof	UMBB	Examineur
Mme BEDDA Kahina	MCA	UMBB	Encadrant

Année Universitaire : 2023/2024

Remerciement

Avant tout, Je remercie dieu le tout puissant de m'avoir donné la volonté d'entamer et de terminer ce mémoire.

Un remerciement spécial pour ma promotrice Mme. BEDDA Kahina, pour la qualité de son encadrement exceptionnel, pour sa patience, sa rigueur et sa disponibilité durant ma préparation de ce mémoire et pendant toute la durée de notre cursus.

Je tiens à transmettre mes vifs remerciements à Monsieur REBIHA HADJ Messaoud, Chef de service de l'unité de distillation atmosphérique pour son aide pratique et son soutien et ses encouragements.

Je tiens à présenter mes remerciements avec l'expression de ma reconnaissance et de ma grande considération à tous mes enseignants du département de Génie chimique.

J'adresse mes sincères remerciements à tous les ingénieurs, les opérateurs et les travailleurs de la raffinerie RA1G pour leurs conseils.

Enfin, je tiens à exprimer mes remerciements à tous ceux qui ont contribué de près ou de loin à la réalisation de ce travail.

Dédicaces

J'ai le grand plaisir de dédier ce modeste travail

A mes chers parents pour leur soutien, leurs encouragements et leurs sacrifices

durant toutes mes années d'études.

A mon frère et mes sœurs, en témoignage de ma fraternité, avec mes souhaits de

bonheur, de santé et de succès.

A ma famille,

À mes proches et à tous ceux qui me sont chers

Résumé

Résumé :

Ce mémoire se concentre sur l'étude des paramètres de marche de la colonne de pré-distillation C-501 de l'unité de distillation atmosphérique de la raffinerie d'Alger , en utilisant une méthodologie intégrant la simulation et l'analyse des résultats avec le logiciel de simulation HYSYS.

L'objectif est d'étudier l'impact des conditions opératoires sur la qualité et la quantité du naphta léger séparé par cette colonne et d'optimiser ces paramètres de marche afin d'améliorer la quantité et la qualité des produits. Une attention particulière a été portée à l'effet de l'injection de vapeur d'eau dans la colonne, car il s'agit d'un des paramètres principaux qui attirent l'attention qui peuvent provoquer des perturbations dans le fonctionnement.

Abstract:

This thesis focuses on studying the operating parameters of the pre-distillation column C-501 of the atmospheric distillation unit at the Algiers refinery, using a methodology that integrates simulation and analysis of results with the HYSYS simulation software. The objective is to examine the impact of operating conditions on the quality and quantity of light naphtha separated by this column and to optimize these operating parameters to improve the quantity and quality of the products. Special attention has been given to the effect of steam injection into the column, as it is one of the main parameters of interest which can cause operational disruptions.

ملخص:

تركز هذه المذكرة على دراسة ظروف التشغيل الخاصة بالعمود الأولي للتقطير التابع لوحدة التقطير تحت الضغط الجوي "بمصفاة الجزائر" و ذلك بإتباع منهجية تحتوي على محاكاة و تحليل النتائج باستخدام برنامج المحاكاة HYSYS

الهدف من هذا هو دراسة تأثير الإعدادات و على جودة و كمية النافطا الخفيفة المستخرجة من هذا العمود و محاولة ضبط الإعدادات لتحسين ظروف التشغيل. و تم التركيز أكثر على تأثير حقن بخار الماء في العمود لكونه احد الإعدادات الرئيسية الملفتة للانتباه التي من الممكن ان تسبب اضطرابات في التشغيل .

Sommaire

Introduction Générale.....	1
----------------------------	---

Chapitre I : Présentation de la raffinerie d'ALGER.

I.1.SONATRACH	4
I.2- Historique de la raffinerie d'Alger.....	4
I.3- Situation géographique de la raffinerie d'Alger	5
I.4- Capacité de la raffinerie.....	5
I.5-Les principales installations.....	6
I.5.1. Unité de distillation atmosphérique (U 100).....	7
I.5.2. Unité de gaz-plant (U 300).....	7
I.5.3. Parc de stockage.....	7
I.5.4. Unité de craquage catalytique U 530 (RFCC).....	8
I.5. Unité MEROX U600.....	8
I.5.6. La section MS BLOC.....	8
I.5.7. La section Sulfure BLOC.....	9
I.5.8. Les utilités.....	9

Chapitre II : Généralités sur le pétrole brut.

2.1 Définition.....	13
2.2 Origine du pétrole brut.....	13
2.3 La production et la demande mondiale.....	14
2.4 Composition du pétrole brut.....	15
a. Les paraffines.....	16
b. Les naphtènes (cyclique saturée).....	16
c. Les aromatiques (cyclique insaturée).....	16
d. Les composés oxygénés.....	17
e. Les composés azotés.....	17
f. Les composés sulfureux.....	17
g. Les composés métalliques.....	18

2.5 Spécifications et caractéristiques de pétrole.....	18
a-Facteur de caractérisation Kuop.....	18
b- la densité.....	18
c- point d'écoulement.....	19
d- viscosité.....	19
e- teneur en azote.....	19
f- teneur en soufre.....	19
g- teneur en sel.....	20
2.6. Domaine d'utilisation du pétrole brut.....	20
♦ Raffinage.....	20
♦ Pétrochimie.....	21

Chapitre III : Distillation du pétrole brut

III.1.La définition de la distillation.....	23
III.2.La distillation a l'échelle industrielle.....	23
III.2.1.La distillation atmosphérique.....	23
III.2.1.La distillation sous vide.....	24
III.3.La Distillation à l'échelle du laboratoire.....	25
III.3.1 La distillation (T.B.P).....	25
III.3.2- La distillation (A.S.T.M).....	26
III.3.3 La distillation par la méthode de flash.....	26
III.4 Types d'installations de distillation atmosphérique de pétrole.....	26
a) Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne.....	26
b) Schéma de la distillation atmosphérique avec une colonne de pré-flash.....	27
c) Unité de distillation atmosphérique avec ballon de flash.....	29
III.5 La classification des colonnes.....	30
a) Colonne à plateaux.....	30
b) colonne a garnissage.....	31
III.6 - Les composants principaux de colonne.....	32

III.7 - Les Problèmes rencontrés dans les colonnes a plateaux.....	32
--	----

Chapitre IV: Description de l'unité topping (U100) de la RA1G.

IV.1 - Objectif de l'unité.....	35
IV.2 Spécifications des produits.....	35
IV.3 Description du procédé.....	36
a) Charge en brut et train de préchauffage.....	36
b) Dessaleur.....	36
c) Train de préchauffage du brut II.....	38
d) Ballon de prévaporisation.....	38
e) Train de préchauffage du brut III.....	38
f) Section de prévaporisation.....	39
g) Train de préchauffage du brut IV.....	39
h) Réchauffeur atmosphérique.....	40
i) Colonne de distillation atmosphérique C 101.....	40
j) Rectification et refroidissement des produits de la colonne atmosphérique.....	41
k) Résidu atmosphérique.....	42
l) Reflux circulants de la colonne de brut.....	42
m) Circuit de tête de la colonne de prévaporisation C 501.....	43
n) Circuit de tête de la colonne atmosphérique.....	43
o) Colonne de débutanisation/stabilisateur de naphta (C104).....	44

Chapitre V: Simulation de la section de pré-distillation.

V.1- Problématique et méthodologie de travail.....	48
V.2 -Présentation de simulateur HYSYS.....	48
V.2.1 Introduction.....	48
V.2.2 Définition de la simulation.....	49
V.2.3 Définition de HYSYS.....	49
V.2.4 Modèles thermodynamique.....	50

V.3 Les Paramètres essentiels de brut pour la simulation.....	52
a) - Propriétés physicochimiques du pétrole brut.....	52
b) -La distillation TBP du pétrole brut.....	53
c) - Composition de la fraction légère.....	55
d) - Les conditions d'alimentation.....	56
V.5 Les étapes de la simulation par le logiciel HYSYS.....	56
V.6 L'impact de la vapeur stripping dans la colonne C 501.....	65
V.6.1. L'impact de la vapeur stripping sur le PF (D86) du naphta.....	65
V.6.2. L'impact de la vapeur stripping sur la densité.....	67
V.6. 3. L'impact de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta.....	68
V.6.4. L'impact de la vapeur stripping sur la température de sommet de la colonne.....	69
V.7. Optimisation et modification.....	70
V.7.1 Optimisation des paramètres de marche afin d'amélioré les caractéristiques du naphta " cas actuelle ".....	70
V.7.2 Modification des caractéristiques de la colonne.....	73
Conclusion générale.....	79
Références bibliographiques.....	81

Liste des abréviations

RA1G: La raffinerie d'Alger

RFCC: Resid Fluid Catalytic Cracking

GPL: Gas du petrol liquefier

MS BLOC: Motor Spirit BLOC

CCR: unité de reforming catalytique

SEAL: Société des Eaux et de l'Assainissement d'Alger

CPP: Centrale de production propre

EAC: Eau alimentaire des chaudières

HP: Haute pression

GTG: Turbine à gaz génératrice

STG: Turbine à vapeur génératrice

ECS: Système de contrôle électrique

CPU : unité polissage des condensats

ETP : unité traitement des effluents

API; American petroleum institute

ATM: atmosphérique

TBP: True boiling point

ASTM: American society for testing and materials

PI : point initiale

PF : point finale

ADU : Unité de distillation atmosphérique.

RC: reflux circulant

RCO : résidus atmosphérique.

BP : Basse pression.

HGO: Gasoil lourd

LGO: Gasoil léger

Ppm : Partie par million.

Liste des figures

Figure I.1: Photo satellite de la raffinerie d'Alger.....	5
Figure I.2 : la production de la raffinerie d'Alger.	6
Figure I.3 : Station de préparation des essences.	7
Figure I.4 : Répartition des zones de production dans la Raffinerie d'Alger.....	11
Figure II.1 : les pays producteurs de pétrole.....	14
Figure II.2 : Composés hydrocarbonés et non hydrocarbonés présent dans le pétrole brut.....	15
FIGURE III.1 : SCHEMA DU PROCEDE DE DISTILLATION ATMOSPHERIQUE.	24
FIGURE III.2 : SCHEMA DU PROCEDE DE DISTILLATION SOUS VIDE.....	25
Figure III.3: Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne.....	27
Figure III.4: Schéma de la distillation atmosphérique avec pré-distillation.....	28
Figure III.5: Schéma de distillation ATM avec un ballon de flash.....	29
Figure : III.6 : schéma d'écoulement dans une colonne a plateaux.....	30
Figure III.7 : schéma d'une colonne a garnissage.....	31
Figure IV.1 : Colonne de distillation atmosphérique C 101.....	41
Figure IV.2: Circuit du tête C101, tête C501 et colonne C104.....	45
Figure IV.3 Schéma global de l'unité 100.	46
Figure V.1 : Structure générale de HYSYS.	50
Figure V.2 : Nouvelle tâche.....	56
Figure V.3 : choix des composants.	57
Figure V.4 : choix de modèle thermodynamique.....	57
Figure V.5 : Introduction des propriétés du pétrole (Bulk prop).	58
Figure V.6 : Valeurs de la distillation TBP.....	59
Figure V.7 : Introduction du poids des compositions légères.	59
Figure V.8 : Introduction des propriétés du pétrole (Density).....	60
Figure V.9 : Schéma de préchauffage et dessaleur.	61
Figure V.10 : Schéma de ballon et colonne de pré flash.	61
Figure V.11 : Schéma de la section pré distillation U 100.....	62
Figure V.12 : la spécification de la colonne.	64

Figure V.13 : La convergence de la colonne.	64
Figure V.14 : point final de naphta D86 en fonction de la vapeur stripping.....	66
Figure V.15 : Densité de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	67
Figure V.16 : la variation de débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	69
Figure V.17 : la variation de débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	70
Figure V.18 : Problème de fonctionnement de la colonne.....	73
Figure V.19 : Phénomène d'engorgement au niveau de 20 ème étage.....	74
Figure V.20 : phénomène de pleurage au niveau de 3 ème étage.....	74
Figure V.21 : Exemple de l'instruction recommandée.....	75
Figure V.22 : La colonne après modification.....	78

Liste des tables

Tableau I.1 : Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger.....	6
Tableau IV.1 : Points d'ébullition des produits de l'unité 100.....	35
Tableau V.1 : Caractéristiques physico-chimiques du pétrole alimentant la Raffinerie d'Alger.....	52
Tableau V.2 : Données de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie d'Alger.....	53
Tableau V.3 : Composition de la coupe C5- issue de la Distillation TBP du pétrole.....	55
Tableau V.4 : Les conditions d'alimentation.....	56
Tableau V.5 : Comparaison entre les résultats de la simulation par HYSYS par apport au design.....	62
Tableau V.6 : Les paramètres opératoires du cas actuel de la colonne.....	63
Tableau V.7 : comparaison des paramètres actuelle et paramètres de design.....	65
Tableau V.8 : point final de naphta en fonction de la vapeur stripping.....	65
Tableau V.9 : variation de la densité du naphta en fonction la vapeur stripping.....	67
Tableau V.10 : L'effet de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta.....	68
Tableau V.11 : L'effet de la vapeur stripping sur la température de sommet.....	69
Tableau V.12 : les paramètres de la colonne modifié.....	71
Tableau V.13 : l'analyse des résultats de la variation de reflux.....	72
Tableau V.14 : les nouvelles caractéristiques du naphta.....	72
Tableau V.15 : L'état des étages de la colonne.....	75
Tableau V.16 : Les caractéristiques de nouveau désigne pour chaque partie.....	76

Introduction Générale

Introduction générale

Après la découverte du pétrole, l'Algérie est devenue un pays industriel dans le domaine des hydrocarbures. L'industrie pétrolière joue un rôle principal dans l'économie nationale, car l'industrie des hydrocarbures en Algérie présente plus de 75% de produits exportés vers tous les pays du monde. Le pétrole brut joue un rôle primordial dans le monde et représente une source énergétique indispensable dans l'économie nationale. Sa composition en différents Hydrocarbures permet l'obtention de plusieurs produits énergétiques utilisés comme combustible dans l'industrie, et représentant la base pour le développement de la pétrochimie conduisant à la fabrication des matières plastiques, produits agricoles, produits pharmaceutiques et des milliers d'autres produits. Les techniques de séparation et de transformation dans l'industrie du raffinage permettent de produire à partir du pétrole brut des produits commerciaux (gaz, essence, kérosène, gasoil, etc.).

L'installation de la raffinerie d'Alger a été dans le but de traiter le pétrole de Hassi Massoud pour obtenir les produits finis commercialisés vers la consommation nationale et l'exportation vers plusieurs pays du monde.

En Algérie l'économie dépend principalement du pétrole et de ses dérivés. En face d'une consommation en carburants qui ne cesse d'accroître, et afin de satisfaire la demande du marché en produits finis, la raffinerie d'Alger (premier fournisseur en région de centre) dirige ses objectifs vers une politique d'augmentation de ses capacités dans le cadre de sa rénovation.

C'est dans ce cadre qu'on a entrepris une étude sur une augmentation éventuelle de la production de Naphta léger.

Mon mémoire de fin d'étude s'articulera autour des chapitres suivants :

- Le premier chapitre sera essentiellement consacré à la présentation et la description de la raffinerie d'Alger et ses unités.
- Le deuxième chapitre fera l'objet de généralités sur le pétrole brut (définition, origine, composition, classification, etc.).
- Dans le troisième chapitre j'introduirai des généralités sur la distillation et les colonnes.

Introduction Générale

- Le quatrième chapitre sera consacré à la description générale avec schéma technologique de l'unité topping de la RA1G (U 100).
- Le dernier chapitre consiste en une simulation de la section de pré-flash avec le simulateur HYSYS et l'étude de l'influence des paramètres opératoires sur la qualité des produits.

Chapitre I :
Présentation de la raffinerie
d'Alger (RA1G)

La raffinerie d'Alger est la propriété du groupe pétrolier et gazier SONATRACH

I.1. SONATRACH :

Détient en majorité absolue, plus de vingt entreprises importantes sur tous les métiers connexes à l'industrie pétrolière tel que le forage, le raffinage. Il possède aussi des participations significatives (entre 10 et 49% du capital) dans près de 50 entreprises implantées, tant en Algérie qu'à l'étranger.

En 2022, le Groupe Sonatrach est classé 12^{ème} mondial parmi les compagnies pétrolières selon le magazine Britannique « the Economist » qui prend en considération des critères physiques (réserves d'hydrocarbures, production) et des critères financiers (chiffres d'affaires, résultats).

Les différentes activités du groupe SONATRACH :

- Exploration et Production.
- Transport Par Canalisations.
- Commercialisation.
- Liquéfaction et Séparation
- Raffinage et Pétrochimie.

I.2. Historique de la raffinerie d'Alger :

La raffinerie comme son nom l'indique, a pour mission de traité le pétrole brut de Hassid-Messaoud afin de satisfaire la consommation croissante en produits dérivés du brut pour le marché du centre et le marché international (exportation). Sa création fut en décembre 1957 par sept actionnaires mondialement connus. Le chantier fut ouvert en janvier 1960 sous la direction de CFP (Compagnie Française Pétrolière) et le démarrage de la raffinerie fut le 19 janvier 1964.

La réception du brut se faisait depuis le 01 janvier 1964 par des tankers du port pétrolier de Bejaia au port pétrolier d'Alger et par un pipe d'une longueur de 13 km jusqu'au parc de stockage. En 1971, un piquage a eu lieu à béni Mansour, à partir du pipe reliant hassid-Massoud/Bejaia, un oléoduc d'une longueur de 131km jusqu'à la raffinerie d'un débit de 440 à 660 m³/h.

I.3. Situation géographique de la raffinerie d'Alger :

Géographiquement la raffinerie d'Alger est située à 5 Km au sud d'EL Harrach à Sidi-Arcine (Baraki) et à 20 km à l'est d'Alger, occupant une surface de 182 Hectares. Sa capacité de traitement de pétrole brut est de 1,6 millions de tonnes par an au démarrage, portée à 2,7 millions de tonnes par an en 1970 après extension de la raffinerie. Elle est orientée vers la production des GPL et carburants : butane, propane, essence sans plomb, naphta, kérosène, gasoil, et fuel pour la satisfaction de la demande de la région centre en produits raffinés.

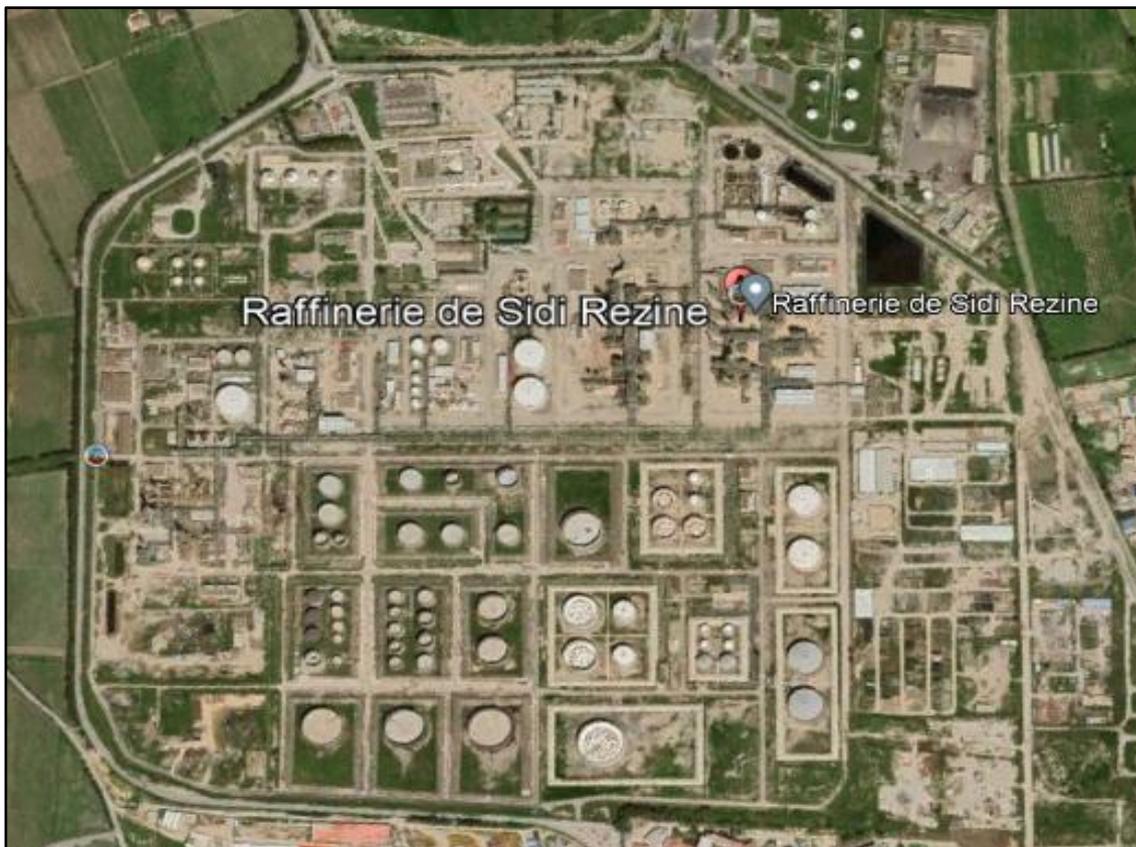


Figure I.1: Photo satellite de la raffinerie d'Alger.

I.4.Capacité de la raffinerie :

Après sa réhabilitation, la raffinerie d'Alger RA1G a fait augmenter sa capacité de traitement de Pétrole Brut de 2,7 à 3,6 millions tonnes par an ; soit une allure de 10000 T/j.

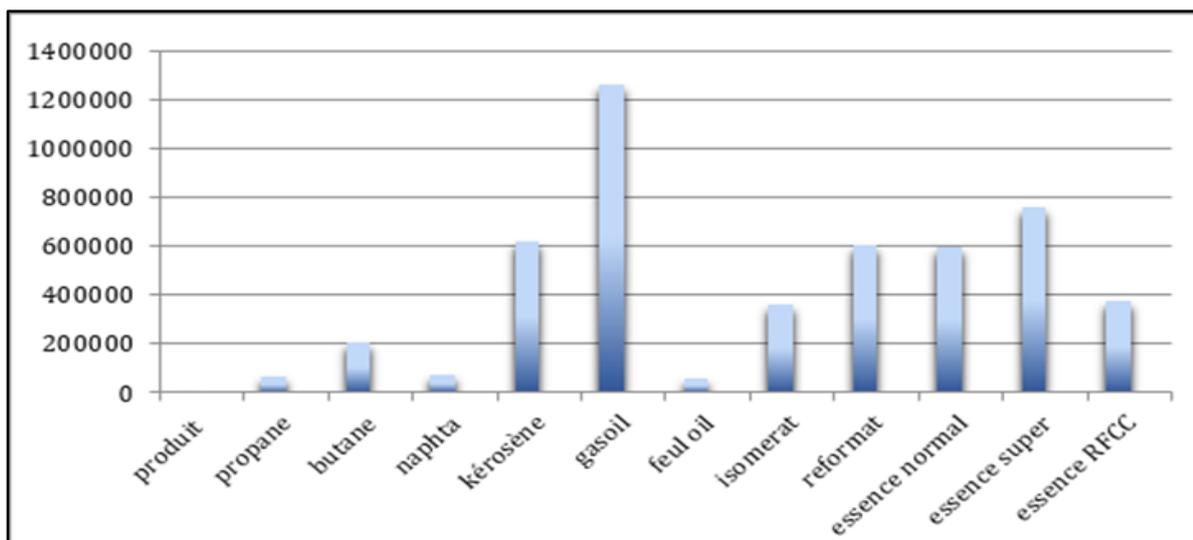


Figure I.2 : la production de la raffinerie d'Alger.

Tableau I.1 : Capacité de production annuelle de la raffinerie d'Alger

Produit	Production annuelle (tonnes)
Reformat	603333
Isomérat	364333
Naphta (exportation)	76000
Fuel oil	60000
Propane	69333
Butane	209667
Essence normal	600000
Essence super	757000
Essence RFCC	376000
Kérosène	620666
Gasoil	1261667

I.5. Les principales installations :

La raffinerie comporte les installations de production suivante [1] :

I.5.1. Unité de distillation atmosphérique - topping (U 100) :

D'une capacité de 3.6 millions de tonnes par an, dans le but de fractionner le pétrole brut en un certain nombre de coupes ou fractions classées selon les températures d'ébullition des hydrocarbures. Elle produit ainsi de naphta, des gas-oils lourds et légers, du kérosène, des solvants lourds et légers, des gaz liquéfiés et un résidu atmosphérique. Cette unité est composée des circuits : préchauffage, chauffage et distillation fractionnée.

I.5.2. Unité de gaz-plant (U 300) :

Les unités de topping et de reforming catalytique produisent des vapeurs de GPL principalement chargées en butane et en propane, ces vapeurs sont traitées dans l'unité gaz plant pour la séparation et la récupération du propane et du butane commercial.

I.5.3. Parc de stockage : se compose de quatre unités :

Unités 900/901 :

Composées de 53 réservoirs cylindriques, 33 réservoirs dans l'unité 900 et 20 réservoirs dans l'unité 901 d'une capacité totale de 474.500 m3 pour le stockage des différents produits. Il existe dans ces unités une station de mélange pour fabriquer deux types d'essences sans plomb, super avec un indice d'octane 95 et normal avec un indice d'octane 91. Ces unités contiennent aussi deux pomperie pour l'expédition de produits pétroliers par pipes aux dépôts d'Alger et de la Chiffa, Blida et l'Aéroport Houari- Boumediene. et pour faire le mélange et les transferts internes.

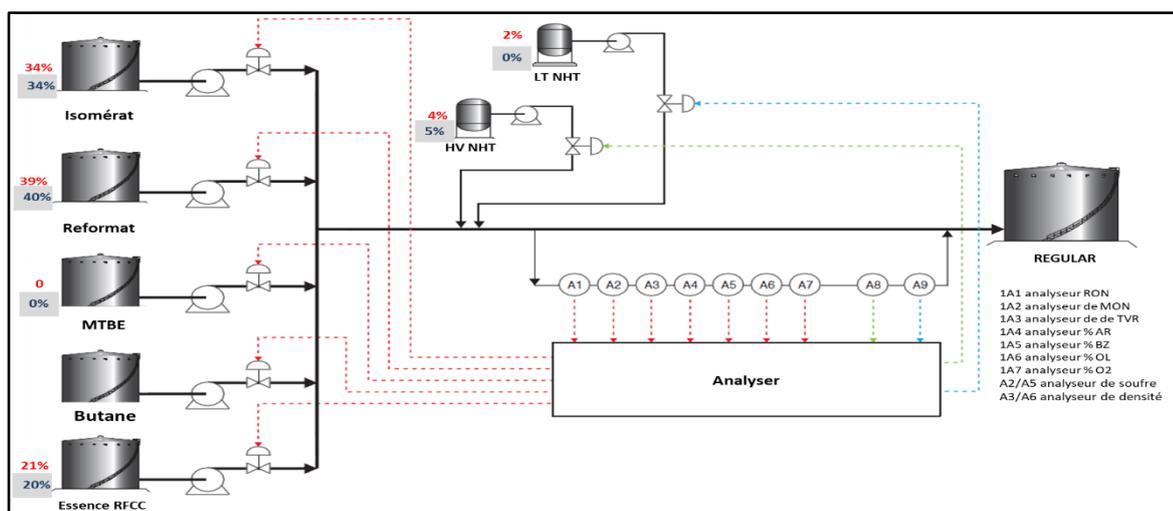


Figure I.3 : Station de préparation des essences.

Unités 910/911 :

Composés de 05 réservoirs sphériques et deux cigares dans l'unité 910 et 04 réservoirs sphérique dans l'unité 911 d'une capacité totale de 15106 m³ pour le stockage du propane et du butane. Contiennent aussi une rampe de chargement de GPL par camion et une pompe d'expédition des GPL vers le dépôt naftal Sidi Arcine

I.5.4. Unité de craquage catalytique U 530 (RFCC) :

Avec un procédé de craquage catalytique à haute température. L'U530 a été créé pour traiter 1 MT par an à partir du résidu atmosphérique obtenu dans l'unité de distillation atmosphérique (unité 100),

I.5.5. Unité MEROX U600 :

La conception de L'unité MEROX U600 a pour but le traitement et la séparation du mélange GPL résultant de l'unité RFCC en produits finis qui sont le propane et le butane.

I.5.6. La section MS BLOC : qui se compose de trois unités :

Unité d'hydrotraitement des naphthas NHT (U-500) :

L'unité 500 est une unité d'hydrotraitement des naphthas, permettant d'obtenir différentes coupes de naphtha débarrassées de multiples composés tels que l'eau, les halogènes, les sulfures, le nitrogène, les oléfines et dioléfines, le mercure, l'arsenic, etc. pouvant dégrader l'efficacité des catalyseurs qui sont utilisés dans les unités aval de reforming (CCR) et d'isomérisation.

Unité d'isomérisation des naphthas (U-510) :

Cette unité sert à l'isomérisation des naphthas, c'est-à-dire à la transformation des C5 et C6 en leurs isomères, afin d'obtenir un produit à haut indice d'octane utilisé dans les zones de mélanges afin d'obtenir les essences commerciales produites par la raffinerie.

Unité de reforming CCR (U-520) :

Pour obtenir un meilleur rendement et un produit à indice d'octane élevé, l'unité de reforming catalytique U200 a été remplacée par l'unité de Reforming CCR.

A l'aide d'un catalyseur, cette unité a pour but de produire un naphta à haut indice d'octane, afin de le mélanger et obtenir des essences à fort indice d'octane.

I.5.7. La section Sulfure BLOC : se compose de quatre unités :

- Unité 560 FGATU- Unité de traitement de (fioul gaz) gaz acide à l'amine.
- Unité 570 SWS- Unité de stripage des eaux acide.
- Unité 580 ARU- Unité pour la régénération de l'amine.
- Unité 590 SRU- Unité de récupération du Soufre.

I.5.8. Les utilités : se compose des unités suivantes :

Unité 701-Unité de l'eau brute :

L'unité d'eau brute 701 est alimentée en eau brute des puits de forage situés à l'intérieur de la raffinerie et peut également être alimentée en eau de SEAL par un pipeline. L'unité d'eau brute 701 distribue l'eau aux différents utilisateurs de la raffinerie :

Unité 710/711 – Unité des tours de refroidissement :

Cette unité fournit de l'eau de refroidissement aux utilisateurs au sein de la raffinerie et est alimentée par l'unité d'eau brute 701.

Unité d'eau déminéralisée (unité 720) :

Cette unité reçoit de l'eau brute provenant de l'unité d'eau brute 701 située au sein de la raffinerie et traite cette eau pour la convertir en eau déminéralisée.

Unité d'eau anti incendie (Unité 741).

Cette unité est conçue pour le stockage et la distribution de l'eau dans le réseau anti incendie.

Unité de mélange et distribution du gaz (761) :

Cette unité consiste à mélanger le gaz naturel avec le gaz process de la raffinerie pour l'utiliser dans les bruleurs (four, chaudière ...).

Unité 751 :

Les systèmes de vapeur et d'eau d'alimentation de chaudière font partie des nouvelles installations pour la raffinerie d'Alger, et sont désignés sous l'appellation d'unité CPP 751 (centrale de production propre, ou centrale électrique dédiée, c'est-à-dire de production d'électricité pour consommation propre). Cette unité est conçue pour fournir de la vapeur aux consommateurs dans les installations des unités de procédés et pour produire une eau d'alimentation de chaudière (EAC) de qualité utilisée en interne par les nouvelles chaudières mais aussi fournie sous forme d'EAC haute pression (HP) à différentes unités de la raffinerie. En plus, le complexe est équipé d'un turbogénérateur à gaz (Gas Turbine Generator, GTG) avec une capacité de production de 31.5 MW et d'un turbogénérateur à vapeur (Steam Turbine Generator, STG) avec une capacité de production de 13.8 MW raccordés au système de contrôle- commande électrique (Electrical Control System, ECS) et qui couvrent les besoins électriques de l'ensemble de la raffinerie.

Cette unité est équipée d'un générateur diesel assurant l'alimentation électrique des éléments importants en cas d'une coupure générale d'électricité.

Unité de production d'air comprimé (Unité 781) :

L'air comprimé est nécessaire dans la raffinerie pour les besoins suivants : En tant qu'air pour les instruments pour le fonctionnement des instruments utilisés dans l'installation ainsi que pour purger certains tableaux de commande. Et en tant qu'air comprimé pour les robinets d'incendie, pour la régénération catalytique, pour le décokage des fours, etc.

Unité de torchage (Unité 791) :

Le système de torchère collecte et élimine en toute sécurité les flux de décharge d'hydrocarbures gazeux de la raffinerie d'Alger, ainsi que les liquides entraînés ou condensés à l'intérieur des conduites de la torchère.

Unité de production d'azote (unité 810) :

L'unité de production d'azote consiste en une unité de production d'azote gazeux et liquide avec des installations associées de stockage et de vaporisation de l'azote liquide

Unité de traitement des condensats (unité 830) :

Les nouvelles unités de fluides de la raffinerie d'Alger sont équipées d'une (CPU). Cette unité est une installation centralisée de traitement des condensats pollués générés par diverses unités de traitement de la raffinerie. Les condensats purifiés provenant de l'unité CPU (U-830) sont renvoyés vers le désaérateur de la nouvelle unité CPP (U-751).

Unité 840 - Unité de soude caustique et acide chlorhydrique :

L'installation du système de soude caustique est conçue pour répondre aux besoins de la raffinerie.

Unité de traitement des effluents U-850 (ETP) :

L'objectif de cette unité est le traitement de toutes les eaux usées générées par l'exploitation de la raffinerie. Les eaux usées sont collectées et traitées dans la nouvelle station de traitement des effluents (ETP).

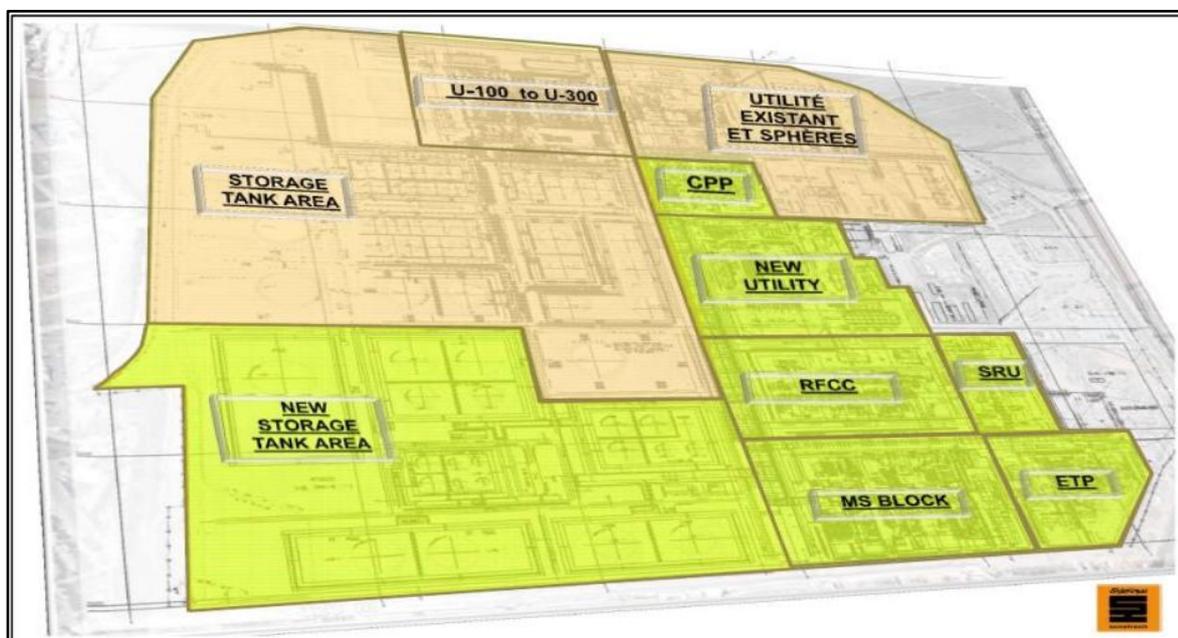


Figure I.4 : Répartition des zones de production dans la Raffinerie d'Alger.

Chapitre II :
Généralités sur le pétrole brut.

2.1 Définition :

Le pétrole, dont le nom provient des mots latins “*petra* et *oleum*” signifiant "huile de pierre", est une huile minérale naturelle utilisée comme source d'énergie. Il se compose d'un mélange d'hydrocarbures (des molécules constituées de carbone et d'hydrogène) et contient également des éléments tels que le soufre, l'azote et l'oxygène. En fonction de la température et de la pression, ses composants peuvent être gazeux, liquides ou solides, ce qui explique sa consistance variable, allant de visqueuse à liquide.

L'exploitation du pétrole, une source d'énergie fossile, est essentielle à l'économie industrielle moderne. Étant dense, facilement stocké et transporté, il est la principale source de carburants liquides. De plus, le pétrole est largement utilisé dans la pétrochimie pour la fabrication de caoutchoucs, plastiques, textiles et produits chimiques. [2]

2.2 Origine du pétrole brut :

Le pétrole résulte de la dégradation thermique de matières organiques animales ou végétales au sein des bassins sédimentaires. La matière organique est accumulée au fond des mers, des océans, des lacs et des deltas, mélangée à des matières minérales (particules d'argiles ou sables fins) durant plusieurs dizaines de millions d'année et résulte en la génération du kérogène qui est un composé formé de carbone et d'hydrogène. Le kérogène se trouve disséminé dans une couche géologique appelée roche-mère. L'enfouissement de la roche-mère à des profondeurs supérieures à 1000 m provoque un deuxième change par craquage des molécules sous l'effet de la forte pression et de la haute température. En raison de leur faible densité, les hydrocarbures liquides (et/ou gazeux) migrent vers la surface. Si leur remontée est bloquée par des couches imperméables (eg. argile), ils peuvent s'accumuler (se piéger) dans des roches perméables sous-jacentes (roches réservoirs) en formant un gisement de pétrole. [3]

2.3 La production et la demande mondiale :

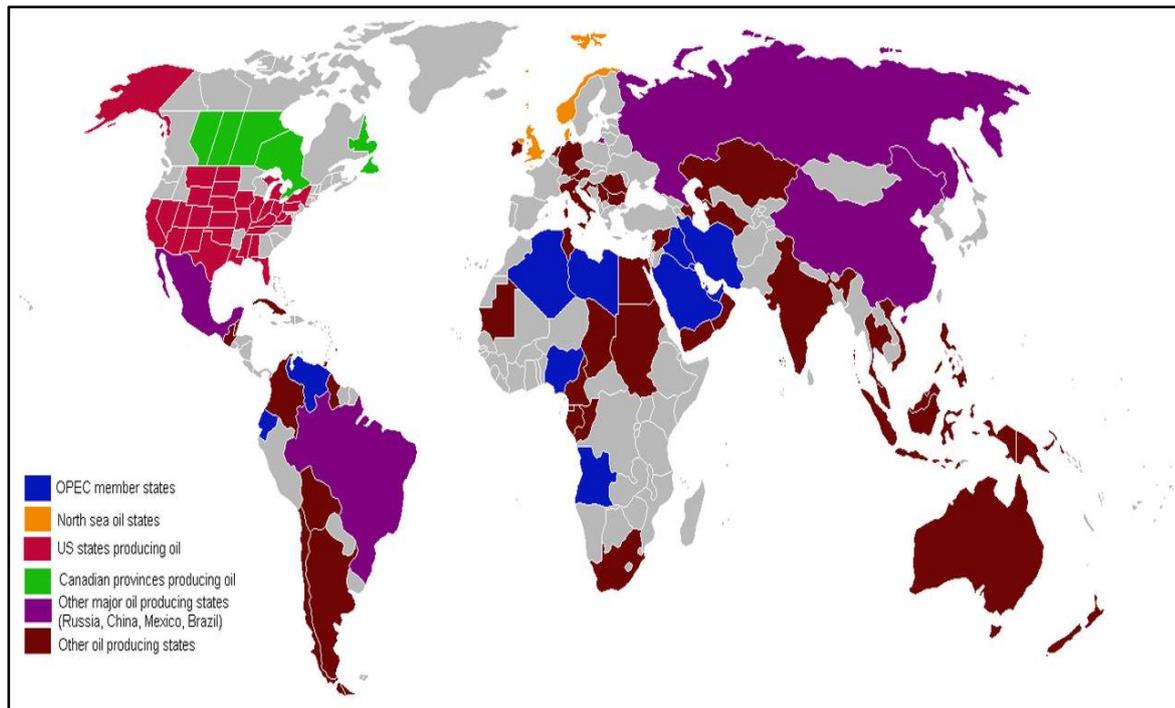


Figure II.1 : les pays producteurs de pétrole.

La consommation mondiale est de 104,5 millions de barils de pétrole par jour (mb/j) en moyenne en 2024, puis peut arriver à 106,3 mb/j en 2025, après 102,2 mb/j en 2023, laissant présager de nouveaux records, selon les nouvelles projections mensuelles de l'Organisation des pays exportateurs de pétrole (OPEP),

L'organisation estime que « la demande mondiale de pétrole devrait augmenter fortement de 2,2 mb/j » en 2024 par rapport à 2023. Soutenue « par une forte demande de transport aérien et une mobilité routière accrue, y compris le diesel routier et le transport par camion », ainsi que par une croissance remarquable dans « les activités industrielles, de construction et agricoles ». [4]

2.4 Composition du pétrole brut :

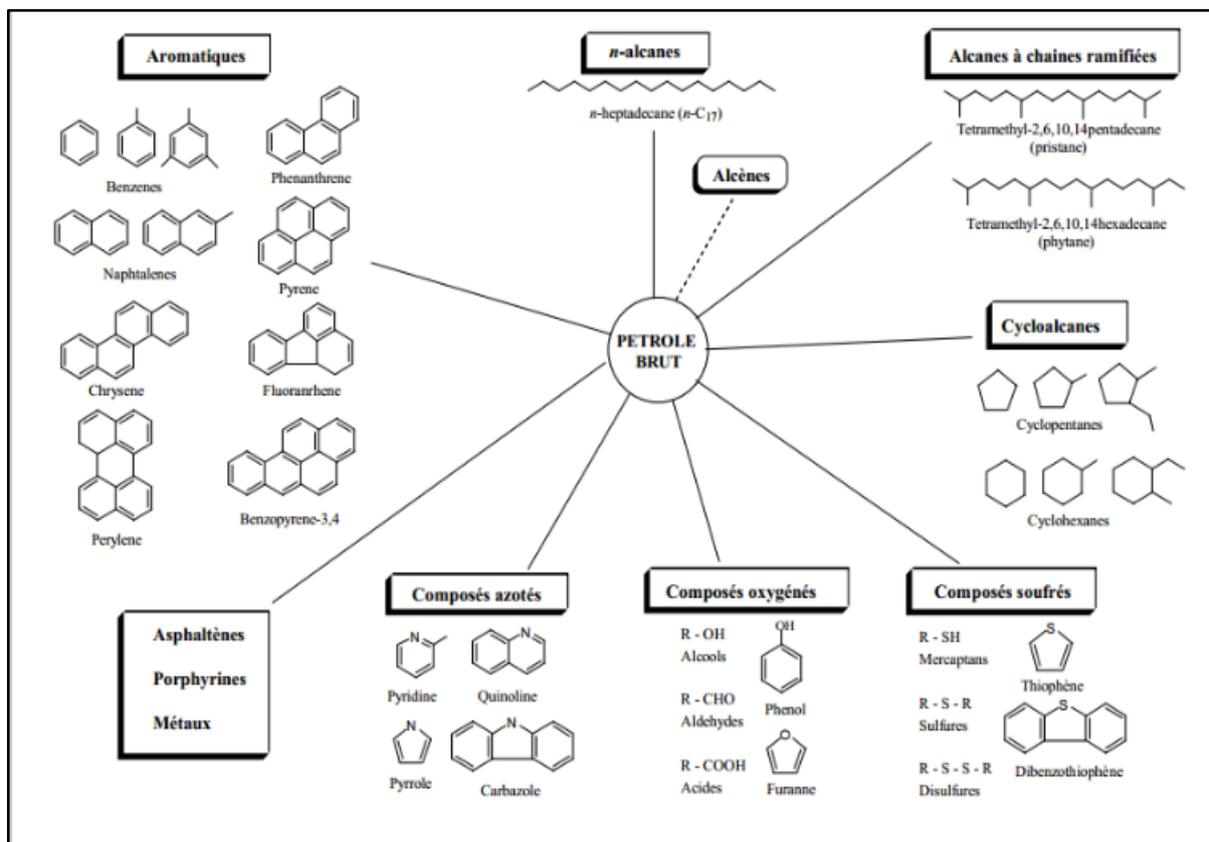


Figure II.2 : Composés hydrocarbonés et non hydrocarbonés présent dans le pétrole brut.

Les hydrocarbures sont les éléments essentiels du pétrole, leurs molécules ne contiennent que des substances essentielles du carbone (jusqu'à 87 %) et de l'hydrogène (en moyenne de 12 %). On retrouve aussi les composés oxygénés, le soufre et l'azote (de 1 à 7%), ainsi que le chlore, silicium, phosphate et les métaux : K, Na, Ca, Fe, Ni... etc.

Les hydrocarbures composés du pétrole peuvent être divisés en trois familles :

- Les hydrocarbures paraffiniques.

Le pétrole est dit paraffinique si le pourcentage des hydrocarbures paraffiniques est > 50%.

- Les hydrocarbures naphthéniques.

Le pétrole est dit naphthénique si le pourcentage des hydrocarbures naphthéniques est >50%.

- Les hydrocarbures aromatiques.

Le pétrole est dit aromatique si le pourcentage des hydrocarbures benzéniques est > 35%.

a. Les paraffines :

Les alcanes sont des hydrocarbures saturés sa forme générale est C_nH_{2n+2} et nous pouvons le décrire comme un enchainement d'atomes de carbone liée avec 0 à 3 atomes d'hydrogènes (sauf le méthane). Chaque carbone lié avec quatre atomes de carbone ou bien d'hydrogène.

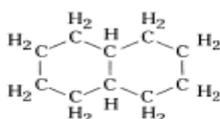
On peut distinguer les paraffines : gazeuses (C1 à C4), liquides (C5 à C16), et solides (C17 et plus), [5]

b. Les naphènes (cyclique saturée) :

Dans ces hydrocarbures, on observe les cyclisations de tout ou partie du squelette carboné. Le nombre d'atomes de carbone contenu dans le cycle ainsi formé peut varier. Ils ont des températures d'ébullition et des masses volumiques supérieures à celles des alcanes, ainsi que le même nombre d'atomes de carbone. Les cycles les plus fréquemment rencontrés dans les pétroles bruts sont ceux avec cinq ou six atomes de carbone. Dans ces cycles, chaque atome d'hydrogène est substitué par une chaîne paraffinique (dite alkyle) droite ou ramifiée.

La formule générale des cyclanes qui ne comportent qu'un seul cycle est C_nH_{2n} . On trouve également des cyclanes composés de 2, 3, 4... Cycles associés. Ainsi, l'idée de décaline.

La formule générale est composée de deux cycles (la formule générale est donc (C_nH_{2n-2}) . [5]



c. Les aromatiques (cyclique insaturée) :

Ce sont des hydrocarbures cycliques polyinsaturés qui sont présents en forte concentration dans les pétroles bruts. Sa forme générale est (C_nH_{2n-6})

La présence d'au moins un cycle de trois doubles liaisons conjuguées dans leur formule leur confère des propriétés remarquables. Les premiers termes (benzène, toluène, xylènes) sont des matières premières fondamentales de la pétrochimie (ils contribuent également à augmenter l'Indice d'octane d'une essence), tandis que les homologues supérieurs sont généralement néfastes

(problèmes d'environnement, de santé publique, détérioration de l'activité de catalyseurs par leur capacité à former du coke...). [5]

d. Les composés oxygénés :

Généralement, les bruts contiennent un taux d'oxygène inférieur à celui du soufre, le rôle de l'oxygène est non négligeable puisqu'il est responsable de l'acidité du pétrole.

On trouve l'oxygène dans les phénols formé par la substitution d'un hydroxyde (OH) à un hydrogène d'un cycle aromatique, dans les furanes et benzofuranes, dans les acides carboxyliques R-COOH et dans les esters R-COO-R'. [5]

e. Les composés azotés :

Les pétroles bruts contiennent de l'azote qui se retrouve préférentiel dans les fractions de point d'ébullition à 250°C, et est particulièrement concentré dans les résines et asphaltènes.

On trouve l'azote sous forme :

- d'amides soit saturées, soit aromatiques.
- d'amines
- de carbazoles, ou un cycle azoté est condensé à un ou plusieurs cycles aromatiques. [5]

f. Les composés sulfureux :

Dans les pétroles bruts, le soufre est l'hétéro-élément le plus répandu, sa concentration peut aller de 0,1 à plus de 8 % en poids ; cette teneur est d'ailleurs corrélée avec la densité du brut et donc sa qualité (léger ou lourd). [5]

Le soufre se trouve dans les pétroles bruts principalement sous forme de composés organosoufrés. Le sulfure d'hydrogène est le seul composé soufré inorganique important que l'on trouve dans le pétrole brut. Sa présence est cependant nocive en raison de son caractère corrosif. [6]

g. Les composés métalliques :

Les pétroles bruts contiennent de nombreux métaux. Certains des plus abondants sont : sodium, calcium, magnésium, aluminium, fer, vanadium et nickel.

Ils sont présents sous forme de sels inorganiques, tels que le sodium et le magnésium chlorures, ou sous forme de composés organométalliques, tels que nickel et vanadium. [5]

On trouve d'autres composés dans le pétrole brut :

- Les alcanes à chaînes ramifiées, etc.

2.5 Spécifications et caractéristiques de pétrole :

a-Facteur de caractérisation Kuop :

Les chercheurs de la Société Universal Oil Product (UOP) ont introduit le facteur de caractérisation Kuop qui repose sur les observations que la densité des hydrocarbures est reliée à leur rapport H/C et que leur point d'ébullition est relié à leur nombre d'atomes de carbone.

$$K_{UOP} = \frac{(T_{eb})^{1/3}}{S}$$

- T : étant la température d'ébullition exprimée en Kelvin
- S : étant la densité standard : $d_{15,6}^{15,6}$ [5].

b- la densité :

La cotation des pétroles dépend de la densité, souvent exprimé en degré API (valeur commerciale primordiale)., variation de la densité du brut d'un gisement à un autre dans une même région géographique, et d'un puits à un autre dans le même champ.

Selon le degré API on distingue :

- Pétrole léger "light" : °API > 31.1 ;
- Pétrole moyen "medium" : °API entre 22.3 et 31.1 ;
- Pétrole lourd "heavy" : °API entre 10 et 22.3 ;

La densité du brut utilisé dans la raffinerie d'Alger est de 44.5 °API. Donc c'est un pétrole léger. [7]

c- point d'écoulement :

Le point d'écoulement pour un brut est caractérisé par la température la plus basse durant laquelle le brut fluidifie dans les conditions de tests. Le but de ce test est la désignation de la quantité des chaînes paraffiniques (la cire de pétrole) dans le brut. L'intervalle d'écoulement des pétroles bruts se situe entre – 60 °C et + 30 °C.

pour déterminer des conditions de pompage du brut en hiver, la connaissance du point d'écoulement est capitale. [7]

d- viscosité :

Pour calculer des pertes de charge dans les pipelines, la mesure de la viscosité des pétroles bruts à différentes températures est particulièrement essentielle.

e- teneur en azote :

L'azote se décompose sous l'action de la chaleur pour donner des bases organiques ou de l'ammoniac qui réduit l'acidité des catalyseurs des unités de transformation.

f- teneur en soufre :

Le soufre est un polluant, il doit être retiré dans les raffineries. (diminue la valeur du pétrole et lui donne une odeur désagréable). [7]

Selon la teneur en soufre on peut classer le pétrole comme suit :

- THTS (très haute teneur en soufre).
- HTS (haute teneur en soufre).
- MTS (moyenne teneur en soufre).

- BTS (basse teneur en soufre).
- TBTS (très basse teneur en soufre).

g- teneur en sel :

La teneur en sel détermine la quantité de sel dissoute dans l'eau présente dans le brut. Son expression est en mg de chlorure de sodium NaCl par litre de pétrole brut ou en pounds/baril de brut.

On constate de graves problèmes de corrosion quand la teneur de sel est élevée dans le brut.

Généralement un dessalage est nécessaire pour une teneur de NaCl > 10lb/1000 baril ou teneur > 28,6 mg/L. (1 lb =4,54.10⁻¹ kg, Baril =159 Litres). [7]

h. Teneurs en cendres :

Le test permet de déterminer la quantité de composés métalliques présents dans le pétrole brut.

La teneur en cendres est déterminée par la combustion complète d'un échantillon de pétrole brut.

[7]

2.6. Domaine d'utilisation du pétrole brut :

L'utilisation des hydrocarbures en tant que combustible à des proportions considérables dans l'économie des pays occidentaux comme base leur a permis d'accéder à un développement énorme

Les moyens de transport (automobile, avion,...) à faible coût se sont développés rapidement.

Considérant la richesse de leurs autres utilisations et la limitation des ressources, brûler les hydrocarbures se présente à certains comme une absurdité. [8]

♦ **Raffinage** : L'important du pétrole est raffiné, transformé en produits avant d'être utilisé.

le but du raffinage est de transformer le pétrole brut en différents produits finis adaptés aux besoins de chaque utilisateur.

La majorité des hydrocarbures sont utilisés soit pour alimenter le moteur :

- d'un moyen de transport.
- pour produire de l'énergie primaire (chauffage au fioul) ou secondaire (électricité).

Le raffinage fournit principalement :

- * Des carburants : essence auto, carburacteur, gazole.
- * Des combustibles : GPL, fuel domestique, fuel lourd, essences spéciales.
- * Des matières premières : naphta, GPL, gazole pour la pétrochimie, huiles de procédés, solvants, coke. [8]

♦ **Pétrochimie** : De nombreux matériaux utilisés fréquemment sont synthétisés à partir des hydrocarbures.

- * Polymères : matières plastiques, fibres synthétiques, résines de Synthèse.
- * Solvants (colles, peintures...).
- * Lubrifiants mécaniques, engrais, pesticides.
- * Produits pharmaceutiques
- * Détergents et détachants, produits d'hygiène et cosmétiques. [6]

Chapitre III :
Distillation du pétrole brut.

III.1. La définition de la distillation :

La distillation est un procédé physique de séparation basé sur le transfert de matière et utilisant la chaleur comme agent de séparation. Elle est importante pour la séparation du pétrole ; car à partir du brut elle permet d'avoir tout un éventail de produits allant des légers (gaz) jusqu'au mazout, ce procédé permet de fractionner les produits issus de la différente opération. Cette opération repose sur la mise en contact d'une phase liquide et d'une phase vapeur qui tendent à s'équilibrer mutuellement. Cela implique d'une part, l'équilibre de température et de pression et une redistribution des constituants entre la phase d'autre part. À la suite d'une telle mise en contact : la vapeur s'enrichit en élément les plus volatiles et la phase liquide en éléments les plus lourds. Une telle séparation est réalisée soit par étages dans une colonne à plateaux ; soit en continu dans une colonne à garnissage.

Le transfert de masse d'une phase à une autre s'effectue par diffusion moléculaire. La force motrice de transfert d'une substance est via différence de concentration de l'élément dans les deux phases. Le transfert est d'autant plus grand que la surface et le temps de contact sont grands jusqu'à ce que l'équilibre soit atteint. [9]

III.2. La distillation a l'échelle industrielle :

III.2.1. La distillation atmosphérique :

La distillation atmosphérique est une technique utilisée pour la séparation des composants du pétrole brut sous pression atmosphérique. Cette technique est utilisée pour séparer les composants ayant un bas point d'ébullition (fractions à bas point d'ébullition).

Dans ce processus, le pétrole brut préchauffé (chauffée à environ 250-260 ° C) est encore chauffée à une température d'environ 350 ° C. Ce pétrole brut chauffé est ensuite introduit dans une colonne de distillation dans laquelle la pression maximale est maintenue autour de 1,2 à 1,5 ATM (presque la pression atmosphérique).

L'alimentation de la distillation atmosphérique est du pétrole brut traité (dessalé) et préchauffé. Les composants séparés par cette méthode de distillation sont de petits hydrocarbures tels que les gaz combustibles, le naphta, le kérosène, le diesel et le mazout. Le résidu laissé au

bas de la colonne de distillation atmosphérique est appelé fraction hydrocarbonée lourde. Cette fraction est envoyée à la distillation sous vide. [10]

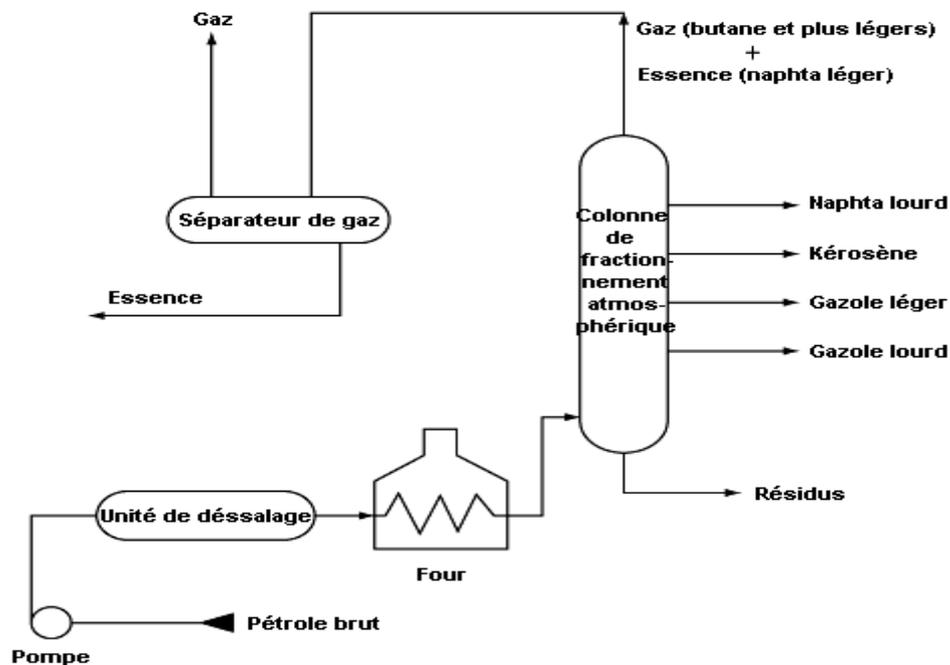


FIGURE III.1 : SCHÉMA DU PROCÉDÉ DE DISTILLATION ATMOSPHÉRIQUE.

III.2.1. La distillation sous vide :

La distillation sous vide est une technique utilisée pour séparer les composants d'un mélange à pression réduite. Ce processus est utilisé lorsque les composants du mélange ont des points d'ébullition difficiles à atteindre ou si une température plus élevée provoque la décomposition des composés au lieu de la vaporisation. Une pression réduite fait que les composants ont un point d'ébullition plus bas que d'habitude.

Dans les processus de distillation à l'échelle industrielle, de nombreuses étapes de la distillation sont impliquées afin de séparer les composants clés d'un mélange. Dans de telles situations, la distillation sous vide est une meilleure option. Cette technique augmente la volatilité relative des composants d'un mélange (la volatilité relative est la différence entre les points d'ébullition de deux composants). Lorsque la volatilité relative est élevée, une meilleure séparation des composants peut être observée.

En dehors de cela, un avantage majeur de la distillation sous vide par rapport à d'autres méthodes est que ce procédé nécessite des températures basses, car les points d'ébullition sont abaissés en raison de la pression réduite. Une autre importance est que cette méthode évite la dégradation des composants clés à des températures élevées. Et aussi, le rendement et la pureté sont plus élevés dans cette méthode de distillation. [10]

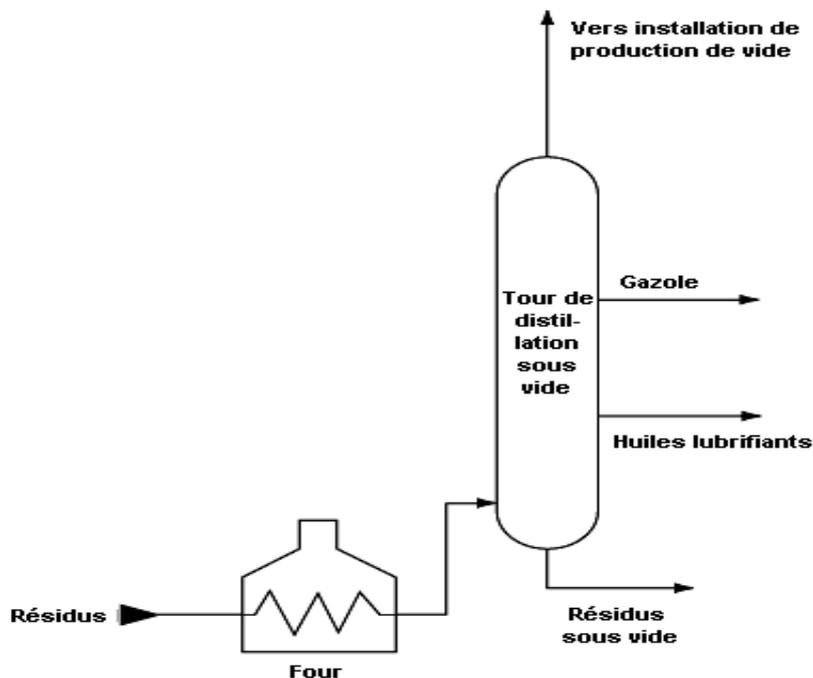


FIGURE III.2 : SCHÉMA DU PROCÉDÉ DE DISTILLATION SOUS VIDE.

III.3.La Distillation à l'échelle du laboratoire :

Après chaque découverte de gisements de pétrole. On procède à des analyses afin d'évaluer la composition de ce dernier en fractions légères prévoir le schéma de traitement adéquat. Parmi ces analyses, les distillations au Laboratoire dont on connaît 03 types. qui sont :

III.3.1 La distillation (T.B.P):

Il s'agit d'une distillation fractionnée dont le but de déterminer la teneur en fractions d'essence, de kérosène, de diesel et des fractions lubrifiantes (huiles, graisses) dans le pétrole brut.

La courbe $T = f(\% \text{ volume de distillat})$ obtenue à partir de cette distillation est appelée courbe T.B.P (true point d'ébullition).

Cette courbe est utilisée pour les calculs et la planification des colonnes de traitement et de distillation. [11]

III.3.2- La distillation (A.S.T.M):

La distillation (A.S.T.M) = (American Society of Testing Materials) est utilisée pour distillats de pétrole (essence, kérosène, gazole, Fuel).

Pour déterminer le pourcentage de distillat et de résidu, on déduit le pourcentage de perte.

Le bilan matière est : % Distillat + % Résidu + % Perte = 100.

La Courbe : Température = f (% distillat total). de cette distillation est appelée courbe de distillation (A.S.T.M.). La différence entre les températures finale et initiale permet de comparer les qualités des produits distillés. [11]

III.3.3 La distillation par la méthode de flash :

Cette distillation est caractéristique à l'échelle laboratoire. La charge préchauffée à une température donnée dans un four sous une pression P est entrée dans la zone d'expansion. De la colonne, elle est détendue et se divise en deux phases, liquides et vapeur. Cette distillation nous permet de déterminer la température qui varie en fonction du rendement des fractions. Cette courbe, appelée courbe de flash, détermine le régime thermique de la colonne de distillation. Cette distillation a une durée longue, le tracé de la courbe est effectué en utilisant les méthodes suivantes : Obryadchicov-Semidovitch, Nelson-Harvy., Edmister et Maxwell. [11]

III.4 Types d'installations de distillation atmosphérique de pétrole:

Les trois schémas suivants constituent la distillation initiale. L'utilisation de ces types est lié à :

- La nature du pétrole brut a été traitée.
- Les produits à obtenir.

a) Unité de distillation atmosphérique avec une seule colonne :

Ce schéma ne peut être employé que pour la distillation du pétrole lourd, c'est-à-dire, un pétrole qui ne contient que peu de gaz et de fractions légères. Elle comporte peu d'appareillage. Le pétrole à traiter dans ce type de schéma peut être peu sulfureux pour éviter la corrosion de la

colonne. Un taux de vaporisation élevé dans ce type de distillation peut entraîner un risque de dépôts salins dans les tubes du four atmosphérique.

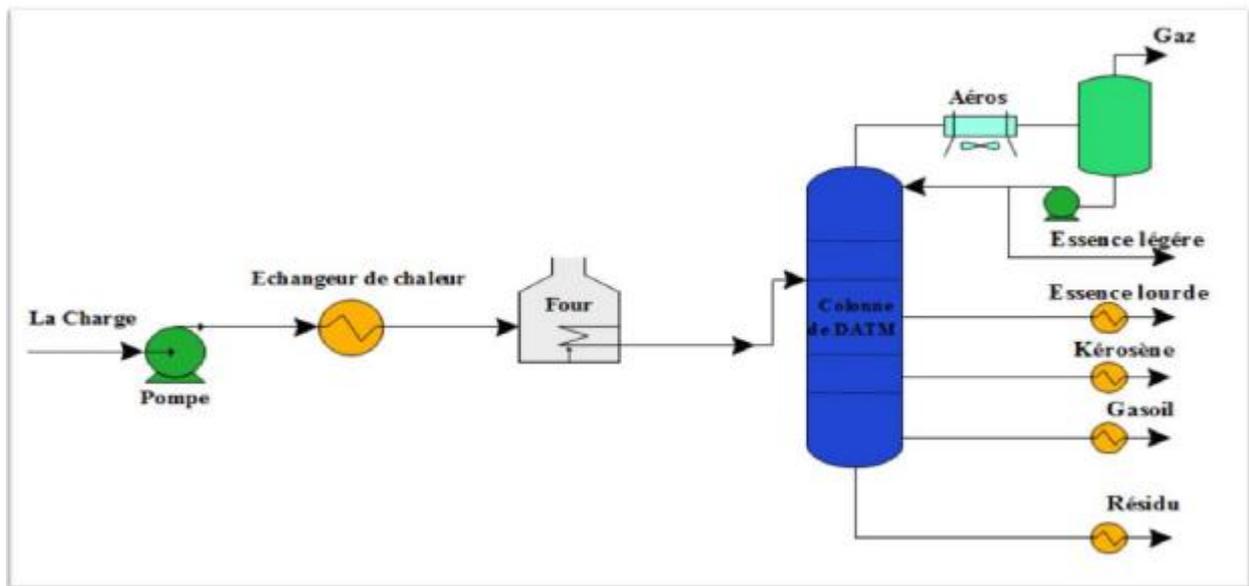


Figure III.3: Schéma de distillation atmosphérique avec une seule colonne.

• **Les avantages :**

- Le schéma est simple.
- Utilisation de basses températures pour la rectification du pétrole.

• **Les inconvénients :**

- La capacité est faible.
- Inadapté pour les pétroles légers en raison de l'augmentation de la pression dans la colonne principale, nécessitant des parois épaisses et coûteuses. [11]

b) Schéma de la distillation atmosphérique avec une colonne de pré-flash:

Ce type d'installation permet de traiter un pétrole avec une teneur en gaz dissous allant jusqu'à 5% en masse, riche en fractions d'essence à 15% en masse par rapport au pétrole brut.

Le risque de dépôt de sels dans les tubes est réduit car la quantité de phase liquide dans le four est plus importante que dans une installation à une seule colonne.

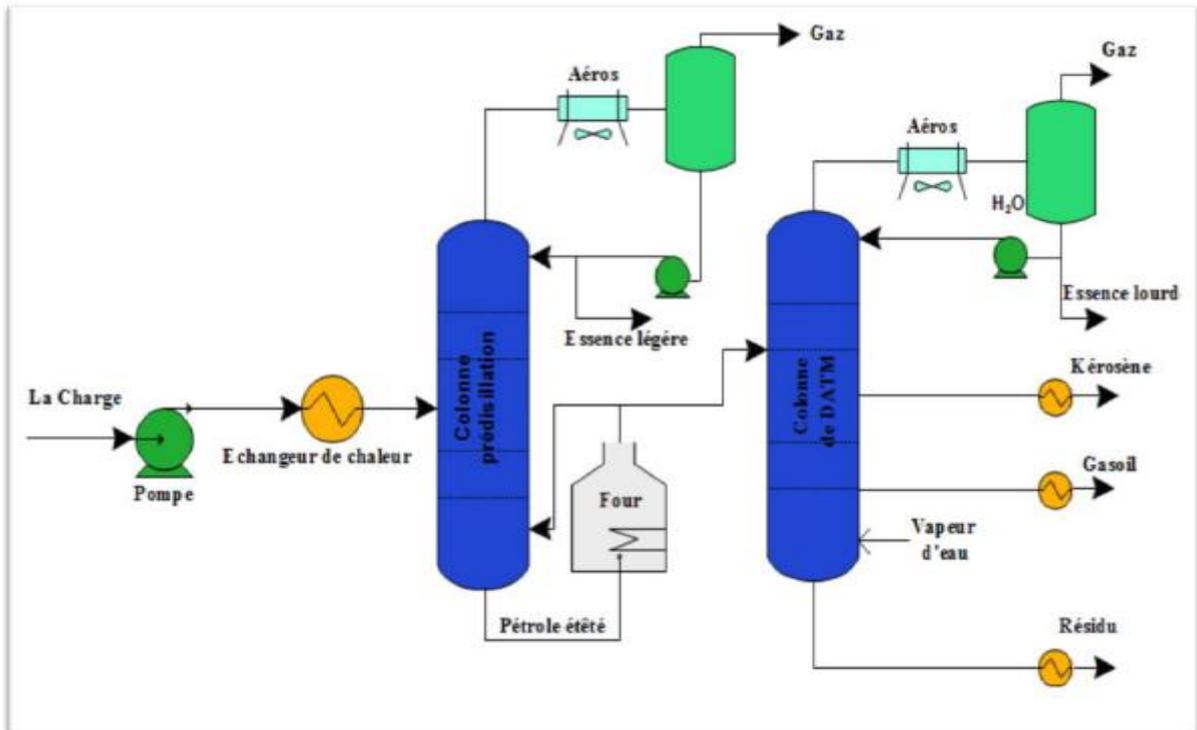


Figure III.4: Schéma de la distillation atmosphérique avec pré-distillation.

Cette configuration présente des avantages et des inconvénients :

• **Les avantages :**

- Pression plus faible dans les échangeurs et dans le four.
- La capacité de l'unité est élevée.
- Possibilité de traiter des pétroles bruts non stabilisés avec une teneur élevée en soufre et les pétroles qui ne contiennent pas des fractions légères.
- Le soulagement du four et la deuxième colonne.

• **Les inconvénients :**

- Utilisation d'une température élevée à la sortie du four pour évaporer les fractions lourdes dans la seconde colonne.
- Une grande consommation d'énergie.
- Complexité accrue de l'unité avec une colonne supplémentaire et deux pompes (une pour charger le four et une autre pour le reflux froid) [11]

C) Unité de distillation atmosphérique avec ballon de flash :

Cette installation comprend un ballon de flash et une colonne de distillation, présentant divers avantages et inconvénients :

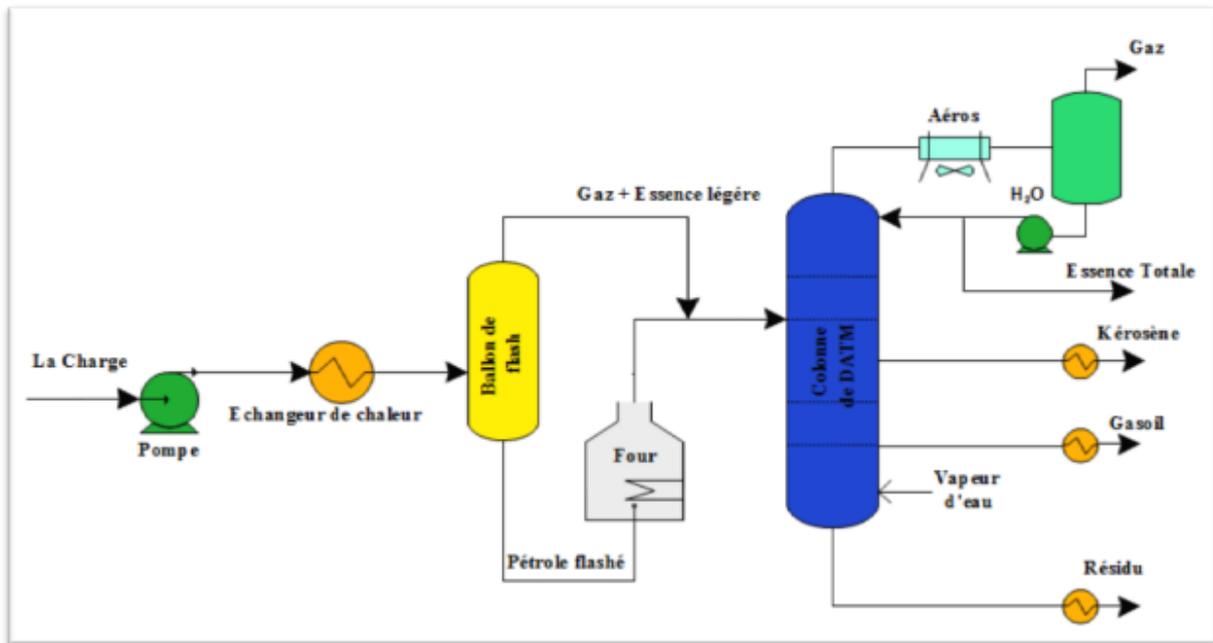


Figure III.5: Schéma de distillation ATM avec un ballon de flash.

• **Les avantages :**

- Possibilité de traiter une grande capacité.
- Possibilité de rectifier simultanément les légers et les lourds dans une même colonne.
- Possibilité de traiter des pétroles légers.
- Absence de pression excessive dans les équipements (four, pompe....etc.).

• **Les inconvénients :**

- Incapacité à traiter les pétroles riches en composés sulfurés..
- Complexité de l'unité. [11]

III.5 La classification des colonnes :

a) Colonne à plateaux :

Les colonnes à plateaux ont été inventées pour la distillation, mais elles peuvent également être utilisées comme absorbeurs. Les plateaux munis de déversoirs sont particulièrement bien adaptés à l'absorption, mais en effet, tous les types de plateaux peuvent être utilisés. Les plateaux, éléments actifs d'une colonne, ont pour but d'assurer la dispersion de la phase gazeuse au sein du liquide en utilisant directement l'énergie de pression de cette phase gazeuse. Les dispositifs de dispersion permettent de diviser la vapeur en jets indépendants et d'augmenter la surface de contact avec le liquide. Au sein des colonnes à plateaux, la phase liquide a toujours lieu du haut vers le bas.

En particulier, certains dispositifs peuvent être classés en deux grandes catégories : les plateaux à courants croisés avec trop plein, les plateaux à contre-courant sans trop-plein.

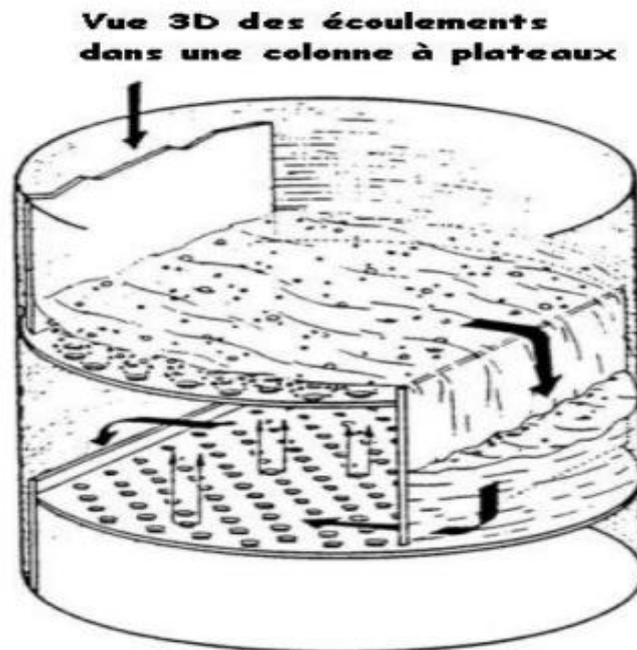


Figure : III.6 : schéma d'écoulement dans une colonne a plateaux.

En distingue plusieurs type plateaux :

-Plateau a calotte (Bubble-cap tray)

-Plateau perforé (sieve trays)

-Plateau a clapets (valve trays). [12]

b) colonne a garnissage :

Une colonne à garnissage est une colonne qui contient des éléments qui permettent d'augmenter la surface de contact entre la phase gazeuse et la phase liquide. Ces éléments constituent le garnissage.

La colonne est aussi composée d'un plateau au bas pour supporter le garnissage et d'un injecteur de gaz ; dans sa partie supérieure, un distributeur de liquide et parfois un dévésiculeur ; parfois un ré-distributeur. En se basant sur la façon dont la colonne est alimentée en gaz et en liquide, on peut distinguer trois types de colonnes : à co-courant, contre-courant, à flux croisé.

Dans les colonnes à garnissage, le liquide est pulvérisé sur le garnissage placé entre des grilles. La phase liquide qui contient l'absorbant, forme un film sur les éléments de garnissage (zone de mouillage). Le garnissage, qui entraîne une série d'obstacles sur le parcours du liquide et du gaz au sein de la colonne, permet :

- améliorer la surface de contact entre les deux phases.
- augmenter le temps de séjour des deux phases dans la colonne et donc leur durée de contact.
- créer un régime turbulent de la phase gaz. [12]

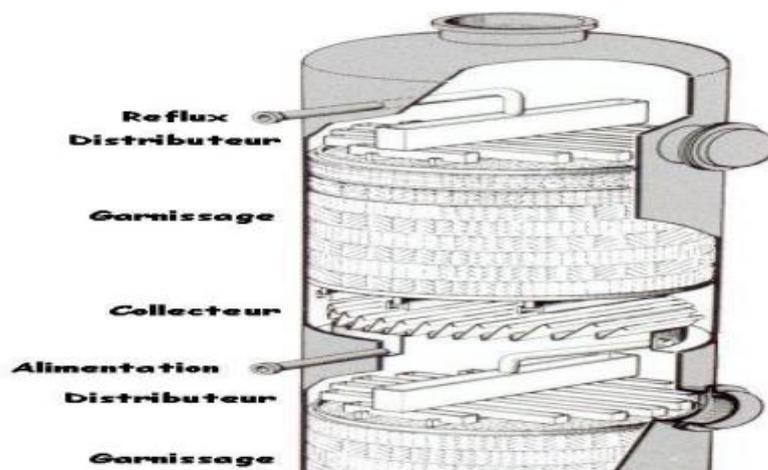


Figure III.7 : schéma d'une colonne a garnissage.

III.6 - Les composants principaux de colonne :

La colonne est une enveloppe cylindrique verticale (virole) composé généralement de 3 parties :

a. Zone de flash : la partie de la colonne où s'effectue l'alimentation.

b. Zone de rectification : elle se trouve au-dessus de la zone de flash, son rôle est de rendre plus grande la concentration de l'élément le plus volatil jusqu'à atteindre la valeur désirée.

3. Zone d'épuisement : elle se trouve au-dessous de la zone de flash, son rôle est de récupérer les éléments volatils entraînés par liquide.

La colonne de rectification est munie toujours d'un rebouilleur et d'un condenseur partiel.

- **Rôle du condenseur :** A l'aide du condenseur partiel on enlève au sommet de la colonne, une quantité du condensat qui est renvoyé dans la colonne en qualité de « reflux froid » qui ajuste la température en tête de colonne à la valeur choisie.

- **Rôle du rebouilleur :** A l'aide du rebouilleur on apporte une quantité de chaleur, et c'est dans le rebouilleur que le liquide provenant du plateau inférieur se vaporise partiellement. La vapeur obtenue retourne dans la colonne en qualité de « reflux chaud » et le résidu quitte l'appareil. [13]

III.7 - Les Problèmes rencontrés dans les colonnes a plateaux :

a) Pleurage :

Il y a pleurage lorsque le liquide s'écoule d'un plateau à un autre par les orifices du plateau. Ce phénomène peut avoir lieu si les trous dans le plateau sont trop grands ou si le débit de gaz est trop faible. En effet, si la pression du gaz passant par un orifice n'est pas suffisante pour créer une bulle et supporter la charge du liquide, ce dernier commence à s'écouler par les trous. [12]

b) Engorgement :

Pour des débits de gaz et de liquide trop importants, on peut atteindre les limites suivantes : Engorgement des trop-pleins pour bien dégazer le liquide, il faut que la vitesse verticale du mélange soit inférieure à la vitesse d'ascension des bulles de gaz. Si le débit de liquide est trop important, la vitesse du liquide dans la zone des trop-pleins sera trop grande et les trop-pleins ne seront plus capables d'assurer leur fonction de dégazage. En raison également de la perte de charge qui sera trop élevée, le liquide ne pourra plus descendre sur le plateau inférieur, il ne sera plus canalisé.

Engorgement par entraînement si le débit du gaz augmente trop, à un moment, le mélange de liquide et de gaz peut former une émulsion. Cette émulsion peut remplir tout l'espace entre les plateaux et atteindre le plateau supérieur. Cela augmente fortement la perte de charge et diminue l'efficacité du plateau supérieur, et donc de la colonne. [12]

c) Entraînement :

On parle de phénomène d'entraînement lorsque le liquide est transporté par le gaz d'un plateau au plateau supérieur. L'entraînement des gouttelettes du liquide sur le plateau supérieur est dû à une vitesse trop élevée du gaz dans la zone de contact des phases. L'efficacité du plateau est réduite car il y a une diminution des forces motrices d'absorption due au versement du liquide du plateau moins volatile sur le plateau de plus grande volatilité. Dans ce cas, la colonne s'approche du point d'engorgement, car la quantité du liquide sur le plateau supérieur augmente. [12]

d) Mauvaise distribution du liquide :

Ce phénomène engendre une réduction de la surface de contact entre les phases et une diminution de l'efficacité de la colonne. Ce problème peut se produire lorsque :

- Les plateaux ne sont pas placés horizontalement,
- Le débit du liquide est trop grand,
- Le débit du gaz est trop faible,
- Il y a un problème mécanique avec le plateau. [12]

Chapitre IV :
Description de l'unité topping (U100)
de la RA1G.

IV.1 - Objectif de l'unité : [14]

L'objectif de l'unité de distillation atmosphérique (U100) est la séparation primaire du pétrole brut afin de produire des mélanges directs de distillats (après procédés de traitement appropriés en aval) et des produits d'alimentation pour d'autres unités de traitement en aval.

IV.2 Spécifications des produits : [14]

Les produits de l'unité de distillation sont :

- Fractions légères (effluent gazeux et GPL) pour l'alimentation de l'unité Gas plant ;
- Le naphta total pour l'alimentation de l'unité d'hydrotraitement du naphta (NHT) ;
- Le kérosène pour le stockage ;
- Le gasoil léger pour le stockage ;
- Le gasoil lourd et le résidu atmosphérique pour l'alimentation de l'unité RFCC.

Les points d'ébullition des produits sont représentés sur le tableau IV.1

Tableau IV.1 : Points d'ébullition des produits de l'unité 100.

Produits	Pi-Pf (°C)
Naphta légère stabilisé	C5 - 140
Naphta lourd	140 - 170
Kérosène	170 - 210
Gazole léger	210 - 250
Gazole lourd	250 - 390
Résidu ATM.	390 +

IV.3 Description du procédé : [14]

Les installations principales dans la limite de zone de l'unité incluent le train de préchauffage section I, le dessaleur, le train de préchauffage section II, le ballon de prévaporisation, le train de préchauffage section III, la section de pré-vaporisation, le train de préchauffage section IV, le réchauffeur atmosphérique, la colonne atmosphérique, le circuit de tête de la colonne atmosphérique, la rectification de la colonne atmosphérique, le stabilisateur de naphta et le système de vide .

a) Charge en brut et train de préchauffage I :

Le pétrole brut provenant des bacs A301/A302/A303/TK 401 est reçu à la limite de zone de l'usine ADU à la pression atmosphérique et à 27 °C au niveau de l'aspiration des pompes de charge de brut dans la limite de zone (100-P-101 A/B/C/D), où le brut est pompé vers le dessaleur sous contrôle de la pression. Le contrôle de la pression au niveau de la sortie du dessaleur permet de maintenir le pétrole brut avec l'eau libre en phase liquide à la température d'exploitation.

Le train de préchauffage du brut I se compose d'échangeurs de tête brut/colonne de prévaporisation 100-E-501 A/B (deux enveloppes en parallèle) et d'échangeurs brut/RC haut 100-E-101 A-F avec deux x trois enveloppes en série.

Le flux de brut se trouve côté tube et est préchauffé jusqu'à une température de 100-105 °C par les vapeurs de tête de prévaporisation et le RC haut respectivement passant côté enveloppe. Le brut préchauffé est envoyé au dessaleur afin d'enlever des sels et de l'eau. Le but de l'échangeur de chaleur initial est de chauffer le flux de brut (afin de diminuer sa viscosité) jusqu'à la température d'entrée du dessaleur souhaitée de 101°C environ.

b) Dessaleur :

La cuve de dessalage (100-M-101) est prévue pour enlever des sels et de l'eau du pétrole brut jusqu'au niveau souhaité. La cuve de dessalage est conçue pour traiter une teneur en sel de 72 ppm en entrée avec un rendement d'élimination des chlorures solubles dans l'eau de 95% afin d'obtenir 3,6 ppm de sel dans le brut dessalé. Selon les performances de design, la phase aqueuse insoluble (eau et sédiments basiques) dans le pétrole brut dessalé, à la température d'exploitation, ne dépassera pas 0,2% en volume (prévision <0,1% vol.). Le

principe de l'opération de dessalage nécessite de mélanger l'eau de lavage préchauffée et le brut préchauffé dans la vanne mélangeuse (permettant d'émulsionner de manière homogène le mélange huile/eau) et d'extraire les impuretés. Le degré d'émulsion est ajusté et contrôlé au moyen d'un contrôle de la pression différentiel. Le mélange eau/brut est ensuite décomposé par coalescence dans un champ électrique haute tension, puis séparé dans le dessaleur. Une pression suffisante est maintenue au niveau du dessaleur pour s'assurer que le pétrole brut reste en phase liquide et qu'aucune vaporisation n'a lieu. Pour cela, une vanne de contrôle de la pression est placée au niveau du refoulement de la pompe de charge de brut (100-P 101 A/B/C/D).

Une quantité suffisante d'eau est mélangée au brut en amont du dessaleur afin de dissoudre les sels présents dans le brut. En règle générale, l'eau acide rectifiée provenant du rectificateur d'eau acide est utilisée pour le dessalage. Des dispositions ont également été prises afin d'utiliser l'eau traitée/l'eau déminéralisée.

Le débit d'injection d'eau acide rectifiée, d'eau traitée ou d'eau déminéralisée est soumis au contrôle du niveau de liquide inférieur du ballon d'eau (100-D-114). L'eau de dessalage est pompée dans 100-D-114 par l'intermédiaire des pompes de charge d'eau du dessaleur (100-P-160 A/B) sous contrôle du débit vers l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100-E-164 A/B).

L'eau est chauffée jusqu'à une température de 80-85 °C avant d'être mélangée avec le pétrole brut entrant dans le dessaleur (100-M-101). Le mélange du brut et de l'eau est amélioré au moyen de robinets mélangeurs situés à l'entrée du dessaleur.

Le dessaleur est doté de réseaux électriques et d'électrodes créant un champ électrique à l'intérieur de la cuve. Ce champ électrique provoque la coalescence des gouttelettes d'eau afin de créer des gouttelettes plus grandes. Les gouttelettes d'eau, qui ne sont pas soumises à une force externe, ont une forme sphérique et sont à l'état énergétique le plus bas possible. Lorsqu'elles sont soumises à un champ électrostatique haut tension, les gouttelettes se déforment et forment un dipôle.

Les charges positives dans la gouttelette sont attirées par l'électrode négative et les charges négatives sont attirées par l'électrode positive. Deux gouttelettes adjacentes sont attirées l'une par l'autre. La force d'attraction mutuelle a tendance à les regrouper si elle est suffisante pour rompre le film stabilisant l'émulsion. Par conséquent, le pétrole brut dessalé

flotte sur le haut de la cuve, tandis que l'eau salée décante vers le fond. La phase grasse (brut traité) obtenue en haut du dessaleur est envoyée sous sa propre pression vers le train de préchauffage du brut II pour la suite du traitement. La phase aqueuse riche en sels (saumure) issue du dessaleur est retirée sous contrôle du niveau de l'interface huile-eau et envoyée à l'usine de traitement des effluents après refroidissement jusqu'à 40°C dans l'échangeur eau du dessaleur/saumure (100 -E-164 A/B) et le refroidisseur d'eau saumâtre (100-E-165).

Pour favoriser le rendement de déshydratation et d'élimination des sels du dessaleur et améliorer la teneur en huile dans l'effluent d'eau, un produit chimique désémulsifiant est pompé grâce à 100-P-125 A dans le ballon 100-D-115 et est injecté au niveau de l'aspiration de 100-P-101 A/B/C/D.

c) Train de préchauffage du brut II :

Le train de préchauffage du brut II désigne la section entre le dessaleur et le ballon de prévaporisation (100-D-102). Cette section comprend des échangeurs brut/RC intermédiaire (100-E-102 A/B/C), le flux de brut étant côté tube et le RC int. Côté enveloppe. Dans cette section, la température de préchauffage du brut atteinte est d'environ 133°C en amont de la vanne de réglage.

Le brut préchauffé est envoyé vers le ballon de prévaporisation (100 -D-102) sous contrôle du niveau dans le ballon. Une pression de brut adéquate est maintenue en amont de la vanne de contrôle de niveau pour éviter toute vaporisation. La température d'exploitation dans le ballon de prévaporisation est de 127°C.

d) Ballon de prévaporisation :

Le ballon de prévaporisation est une cuve verticale, fonctionnant à une pression fixe de 3,8 kg/cm²g, la pression du ballon étant en équilibre avec celle de la colonne de prévaporisation 100-C-501 (les vapeurs vaporisées sont dirigées vers l'entrée de la colonne de prévaporisation). Le liquide séparé dans le ballon de prévaporisation est pompé par les pompes de brut prévaporisée (100-P-152 A/B) vers le train de préchauffage de brut III.

e) Train de préchauffage du brut III :

Le train de préchauffage de brut III désigne la section de préchauffage entre le ballon de prévaporisation (100-D-102) et la colonne de prévaporisation (100-C-501). Le brut est équitablement divisé en deux trains parallèles d'échangeurs. Une partie du train d'échangeurs

de chaleur comprend le préchauffage du brut par le produit kérosène II dans l'échangeur brut/produit kérosène (100-E-103), le brut se trouvant côté tube. Dans l'autre partie, le préchauffage du brut est obtenu par le produit gasoil lourd dans l'échangeur brut/gazole lourd (100-E-104), le brut se trouvant côté tube. La chute de pression étant identique dans les deux parties, aucun régulateur de débit n'est prévu (comme actuellement).

Le brut est ensuite mélangé et à nouveau divisé entre deux trains parallèles d'échangeurs, le brut étant préchauffé côté tube. Une partie du train d'échangeurs comprend un échangeur brut/RC bas (100-E-106), l'autre partie se composant d'un échangeur brut/gazole léger (100-E-105 A/B) et d'un échangeur II brut/pétrole brut réduit, ou RCO (100-E-107 A/B). Le réglage du débit est assuré par une vanne de contrôle de débit située sur la partie échangeur brut/RC bas (100-E-106). La température combinée du brut provenant du train de préchauffage III est d'environ 184 °C en amont de la vanne de contrôle. Le brut préchauffé est dirigé vers la colonne de prévaporisation (100-C-501).

La température d'entrée de la colonne de prévaporisation est contrôlée via une vanne de contrôle de débit RCO située en aval de l'échangeur de chaleur 100 -E-107 A/B, côté enveloppe.

f) Section de prévaporisation :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé pénètre dans la colonne de prévaporisation avec la vapeur prévaporisée provenant du ballon de prévaporisation (100 -D-102) sous contrôle du niveau. La colonne de prévaporisation possède 20 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. Le brut préchauffé entre au-dessus du plateau 6.

g) Train de préchauffage du brut IV :

Le niveau dans la colonne de prévaporisation est contrôlé via une vanne de contrôle de niveau à l'entrée de la colonne de prévaporisation. Le produit de fond de colonne de prévaporisation est pompé par les pompes de brut de la colonne de prévaporisation (100-P-502 A/B) et pénètre dans le train de préchauffage de brut IV.

Le train de préchauffage IV désigne la section de préchauffage entre la colonne de prévaporisation et le réchauffeur atmosphérique (100-F-501). Le préchauffage de brut est d'abord accompli par le produit gazole léger dans l'échangeur brut pré vaporisé/gazole léger

rectifié (100-E-502) suivi par le RC bas dans les échangeurs brut pré vaporisé/RC bas (100-E-503 A/B) et par le produit RCO dans l'échangeur brut pré vaporisé/RCO (100-E-504 A/B), le brut étant préchauffé côté tube. La température du brut provenant du train de préchauffage IV est d'environ 213°C pour le brut. Le brut préchauffé est dirigé vers le réchauffeur atmosphérique (100-F501).

h) Réchauffeur atmosphérique :

Le brut préchauffé est encore chauffé et partiellement vaporisé dans le réchauffeur atmosphérique (100-F-501). L'alimentation du réchauffeur est répartie sur quatre passes parallèles dans le réchauffeur en entrée du réchauffeur afin d'obtenir une température de sortie de serpentin uniforme. La température est contrôlée par action sur le fuel gas et/ou une vanne de régulation de débit de fioul. La température de design de sortie du réchauffeur pour le brut RA1G est de 346 °C.

La vapeur BP sera surchauffée dans la section de convection : la vapeur BP sera utilisée comme vapeur de distillation dans la colonne de distillation atmosphérique, (100 -C-101), le rectificateur de gazole léger (100-C-102C) et le rectificateur de gazole lourd (100-C- 103C).

i) Colonne de distillation atmosphérique C 101 :

Le brut chauffé et partiellement vaporisé provenant du réchauffeur (100 -F-501) pénètre dans la colonne atmosphérique (100-C-101). L'alimentation en brut pénètre dans la zone de détente au-dessus du plateau 6. La colonne atmosphérique possède 49 plateaux, dont 6 se trouvent dans la section de distillation inférieure de la colonne. La vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 est utilisée comme vapeur de distillation. Elle possède quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd, qui sont tous recueillis au moyen de strippers de coupe latérale. La colonne possède également trois reflux circulants (RC) pour la récupération de chaleur, à savoir le RC haut, le RC intermédiaire et le RC bas. Le RCO provenant du fond est extrait sous contrôle de niveau et est acheminé comme alimentation chaude du craquage catalytique des fluides résiduels ou du stockage hors de la limite de zone après récupération de chaleur.

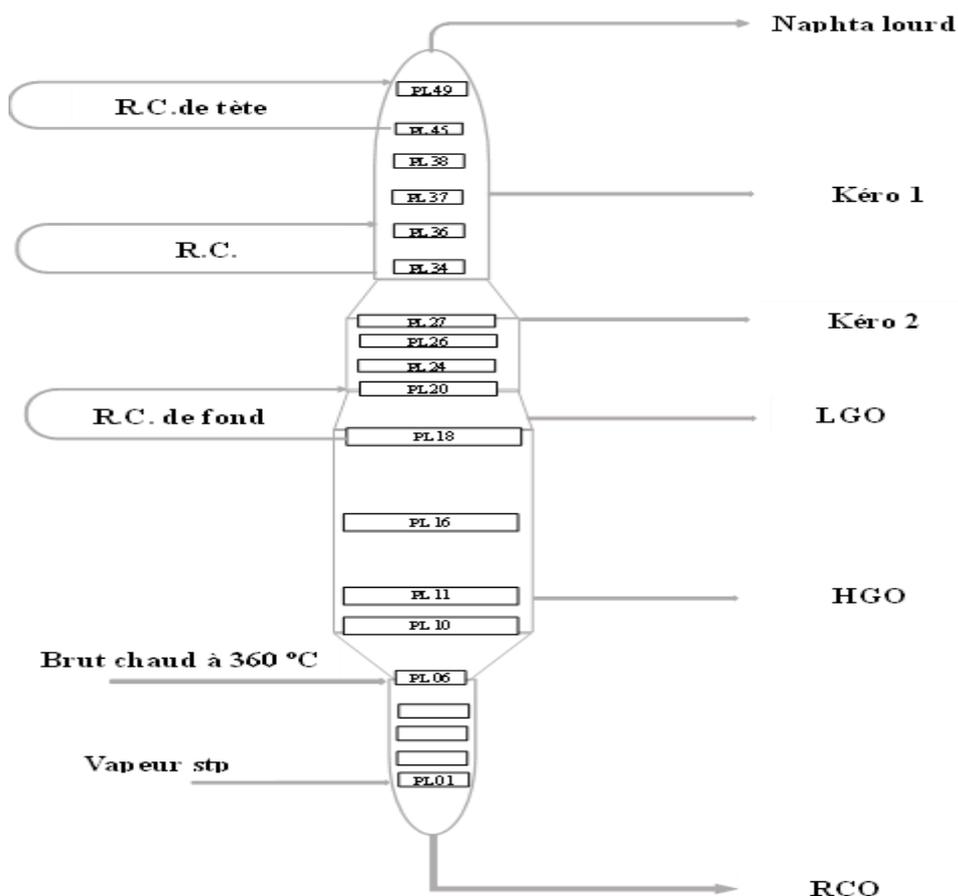


Figure IV.1 : Colonne de distillation atmosphérique C 101.

j) Rectification et refroidissement des produits de la colonne atmosphérique :

Un épuisement de coupe latérale des produits de la colonne atmosphérique (100-C-101) est prévu pour les quatre soutirages latéraux, à savoir le kérosène I (kéro I), le kérosène II (kéro II), le gazole léger et le gazole lourd. De plus, des installations d'élimination de l'humidité sous vide sont prévues pour les produits gazole léger et gazole lourd. Des strippers de coupe latérale et des sécheurs sous vide sont empilés dans deux colonnes.

Les stripper de coupes latérales de kéro I et kéro II sont deux colonnes de chauffage (100-C-103A et 100-C-102A respectivement) possédant chacune 8 plateaux. Le système est conçu pour atteindre les spécifications de point éclair du kérosène total et les « ASTM gap spécifications » de naphta total/kérosène total. Le kéro I et le kéro II sont ensuite mélangés et envoyés vers stockage.

Les strippers de coupe latérale de gazole léger et gazole lourd sont deux colonnes de distillation à la vapeur (100-C-102C et 100-C-103C respectivement) utilisant de la vapeur BP surchauffée provenant de 100-F-501 et possédant chacune 5 plateaux.

Le système est conçu pour répondre à la spécification de point éclair du gazole et la qualité de fractionnement entre la coupe de kéro total et le gazole léger. Le gazole léger et gazole lourd sont ensuite envoyés vers les colonnes de séchage (100-C-102B et 100-C-103B respectivement) sous contrôle du niveau de sécheurs. Ceux derniers sont des colonnes sous vide possédant 2 plateaux et destinées à éliminer l'humidité et les hydrocarbures légers (non condensables) du gazole. Le gazole léger sera ensuite envoyé vers stockage tandis que le gazole lourd sera mélangé avec le résidu atmosphérique avant d'être envoyé vers stockage.

La tête de la colonne de séchage du gazole léger (100-C-102B) et celle du gazole lourd (100-C-103B) sont mélangés, puis dirigée vers le système de vide.

k) Résidu atmosphérique:

Le résidu atmosphérique (RCO) provenant de la section de rectification de la colonne atmosphérique (100-C-101) est soutiré sous contrôle du niveau bas par des pompes. Puis il est refroidi et mélangé avec le gazole lourd pour être envoyé vers :

- L'unité de craquage catalytique des fluides résiduels à 157°C
- Le stockage hors de la limite de zone à 85 °C

l) Reflux circulants de la colonne de brut :

La colonne de brut dispose de trois reflux circulants (RC) afin d'optimiser la circulation interne vapeur-liquide et la récupération de chaleur.

- **RC haut :**

Le RC haut est soutiré du plateau n°45 et envoyé vers les échangeurs brut/CR haut pour récupération de chaleur. Il est ensuite refroidi afin d'atteindre la température de retour souhaitée pour le reflux circulant, puis dirigé vers le haut de la colonne (plateau 49). Des dispositions ont été prises pour refroidir le RC haut au moyen d'un refroidisseur à air. Le RC permet de maintenir la température de tête de 100-C-101 au niveau requis.

- **RC intermédiaire :**

Le RC intermédiaire est soutiré du plateau n°34 et envoyé vers les échangeurs brut/CR intermédiaire (100-E-102 A/B/C) pour récupération de chaleur. Il est ensuite acheminé vers la colonne atmosphérique sur le plateau n°36, sous contrôle du débit.

- **RC bas :**

Le RC bas est extrait du plateau n°18 avec le flux de soutirage de gazole lourd vers le stripper (100-C-102 C). Il est divisé en trois flux pour récupération de chaleur avant d'être renvoyé vers la colonne atmosphérique (100-C-101) sur le plateau n°20.

m) Circuit de tête de la colonne de prévaporisation C 501 :

Le système de tête de la colonne de prévaporisation comprend des échangeurs brut/de prévaporisation de tête 100-E-501 A/B, un refroidisseur à air de tête de colonne de prévaporisation (100-EA-501) et un ballon de reflux de colonne de prévaporisation (100-D-501). Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) assure la séparation de la vapeur, des hydrocarbures et de l'eau.

L'eau acide séparée dans le ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau d'interface par les pompes d'eau acide de la colonne de prévaporisation (100-P-503 A/B).

Les hydrocarbures totaux provenant du ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur (100 -P-501 A/B) vers la colonne de débutanisation (100-C-104) sous contrôle en cascade du niveau du ballon et du débit d'alimentation du débutaniseur, où le GPL et le naphta non stabilisé sont récupérés. Le reflux vers la colonne de prévaporisation est assuré par contrôle du débit en aval des pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-501 A/B.

La pression de la colonne de prévaporisation est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut du ballon de reflux de la colonne de prévaporisation (100-D-501). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-501, un dégagement de gaz

est libéré dans 100-D-501 vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

n) Circuit de tête de la colonne atmosphérique :

Le système de tête de la colonne atmosphérique comprend un échangeur de chaleur aéroréfrigérant (100-EA-102) et un accumulateur de tête (100-D-101). 50% des ventilateurs du refroidisseur à air de tête de colonne de brut (100-EA-102) sont dotés de variateurs de fréquence pour un contrôle efficace de la température de sortie. Le système est conçu pour une condensation complète de la vapeur de tête. Les effluents provenant de 100 -EA-102 sont acheminés jusqu'à l'accumulateur de tête (100-D-101) afin de séparer la vapeur, les hydrocarbures et l'eau.

L'eau acide séparée dans l'accumulateur de tête (100-D-101) est dirigée vers l'unité de rectification de l'eau acide sous contrôle du niveau de l'interface par les pompes d'eau acide (100-P-162 A/B). Des dispositions ont également été prises pour acheminer l'eau acide vers le réservoir tampon d'eau de dessaleur (100-D-114), si nécessaire.

Les hydrocarbures totaux provenant de l'accumulateur (100-D-101) sont pompés par les pompes d'alimentation du débutaniseur 100-P-158 A/B sous contrôle du débit d'alimentation en cascade avec le niveau dans le réservoir, puis mélangés avec le naphta stabilisé (provenant de la colonne de débutanisation) avant d'être refroidis et envoyés vers le NHT ou le stockage.

La pression de la colonne atmosphérique est contrôlée par une régulation de pression à plage fractionnée prévue en haut de l'accumulateur de tête (100-D-101). En cas d'augmentation de la pression en haut de 100-C-101, un dégagement de gaz dans 100-D- 101 est libéré vers le réseau de torchère. En cas de diminution de la pression, le fuel Gas est utilisé comme tampon afin d'augmenter la pression du système.

o) Colonne de débutanisation/stabilisateur de naphta (C104):

Le naphta non stabilisé (composé de tous les composants du gazole combustible, du GPL et du naphta) provenant du ballon de tête de la colonne de prévaporisation (100 -D-501) est envoyé vers la colonne de débutanisation (100-C-104). Il est préchauffé avec les fonds du stabilisateur puis alimente la colonne de débutanisation. La colonne possède 39 plateaux avec une alimentation normale sur le plateau n°25. L'alimentation peut également se faire sur les plateaux n°24 ou 20 pour davantage de flexibilité.

Les produits de tête sont condensés avant d'être dirigés vers le ballon de reflux du débutaniseur (100-D-103) grâce à un contrôle de la pression. L'eau présente dans les produits de tête est séparée dans le ballon de reflux et envoyée vers l'unité de rectification de l'eau acide. Le GPL provenant de 100-D-103 est envoyé vers l'unité gas plant (unité 300). Le reflux du débutaniseur alimente le plateau n°39 de la colonne de stabilisation.

Le produit naphta stabilisé provenant du bas de la colonne de stabilisation est refroidi puis mélangé avec le naphta lourd provenant de l'accumulateur de tête de la colonne atmosphérique (100-D-101). Le naphta stabilisé est encore refroidi jusqu'à une température de 38°C. Le naphta TOTAL est envoyé vers l'alimentation du MS block vers le réservoir tampon NHT et le stockage hors de la limite de zone de naphta direct.

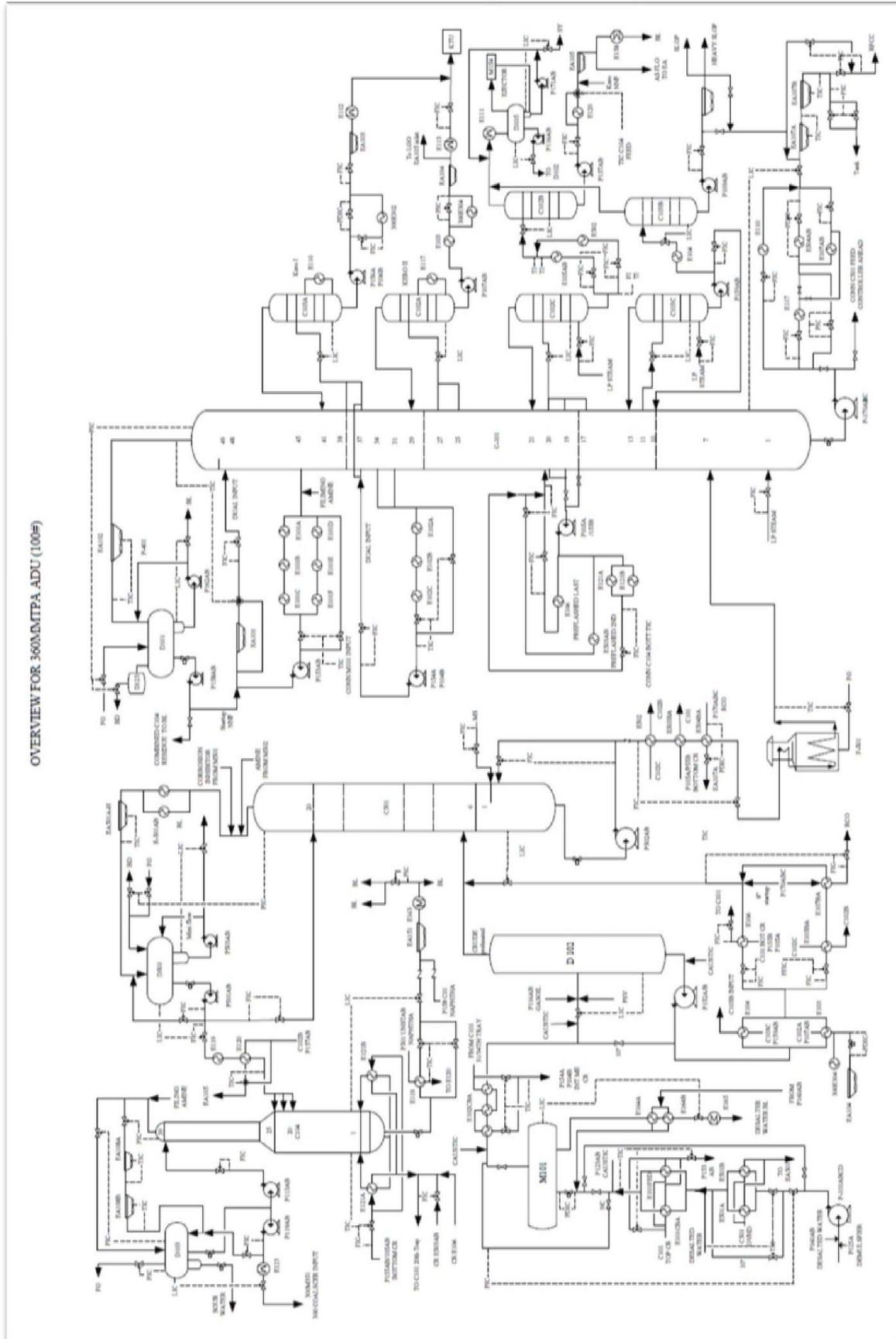


Figure IV.3 Schéma global de l'unité 100

Chapitre V :

Simulation de la section de prédistillation.

V.1- Problématique et méthodologie de travail :

Après le traitement et le préchauffement du brut, il est introduit dans la colonne de pré-distillation dans le but de le séparer afin d'obtenir du naphta léger qui sort du haut de la colonne, cette dernière est conçue pour injecter de la vapeur stripping pour augmenter son efficacité.

Mais on faisant cela, le naphta sort avec des points noirs (coloration) qui réduisent sa qualité.

Pour cette raison, on s'est intéressé à l'étude des conditions de fonctionnement de cette colonne et à se concentrer plus sur l'impact de la vapeur stripping sur la qualité et la quantité du naphta.

Méthodologie de travail :

Dans cette étude, nous allons réaliser une simulation par ASPEN HYSYS pour vérifier le cas design.

Lorsque cette dernière est approuvée, nous réaliserons la simulation du cas actuel, qui consiste à étudier les paramètres suivants :

- L'effet des paramètres opératoires : la température d'alimentation, la température et la pression de la tête et du bas de la colonne et le débit de reflux peuvent influencer sur la qualité du naphta. On essaie de varier ces paramètres afin d'optimiser les caractéristiques et la quantité du produit.

- L'effet de la vapeur stripping sur la qualité et la quantité du naphta et sa relation sur la formation du naphta noir.

En final, nous étudions le cas de design interne simulé de la colonne et nous essayons de trouver des solutions pour la faire fonctionner en présence de la vapeur stripping.

V.2 -Présentation de simulateur HYSYS :

V.2.1 Introduction :

La simulation est une méthode largement utilisée en ingénierie chimique pour modéliser et optimiser les processus industriels. Cette technique permet de représenter le comportement des phénomènes physiques, tels que les transferts de masse, d'énergie et de quantité de mouvement, qui se produisent dans les opérations unitaires. Pour effectuer ces simulations, il est essentiel de recourir à des modèles thermodynamiques précis, capables de décrire avec exactitude les propriétés des composants et leurs interactions. Dans ce chapitre, nous nous pencherons sur

l'utilisation du logiciel de simulation Aspen HYSYS ainsi que sur les modèles thermodynamiques communément employés en ingénierie chimique pour la modélisation et l'optimisation des processus industriels. [15]

V.2.2 Définition de la simulation :

La simulation consiste à représenter un phénomène physique à l'aide de modèles mathématiques qui décrivent son comportement. Elle permet de modéliser les divers phénomènes de transfert de masse, d'énergie et de quantité de mouvement se déroulant dans les différentes opérations unitaires. [15]

V.2.3 Définition de HYSYS :

Aspen HYSYS est un logiciel de simulation sophistiqué utilisé pour la conception conceptuelle, l'optimisation, la planification des activités, la gestion des actifs et la surveillance des performances dans les secteurs de la production pétrolière et gazière, du traitement du gaz, du raffinage du pétrole et de la séparation de l'air. Il permet aux ingénieurs de modéliser mathématiquement les processus chimiques, allant des opérations unitaires aux raffineries et usines chimiques complètes. Ce logiciel est capable de réaliser divers calculs fondamentaux en génie chimique, tels que les bilans de matière et d'énergie, l'équilibre vapeur-liquide, les transferts de chaleur et de masse, la cinétique chimique, le fractionnement et les pertes de charge.

Les modèles créés dans HYSYS peuvent servir à la simulation statique et dynamique, à la conception de procédés, à l'optimisation des performances et à la surveillance en temps réel des installations. HYSYS est couramment utilisé dans l'industrie et le milieu académique pour la simulation, la conception et l'optimisation des processus de production chimique. [16]

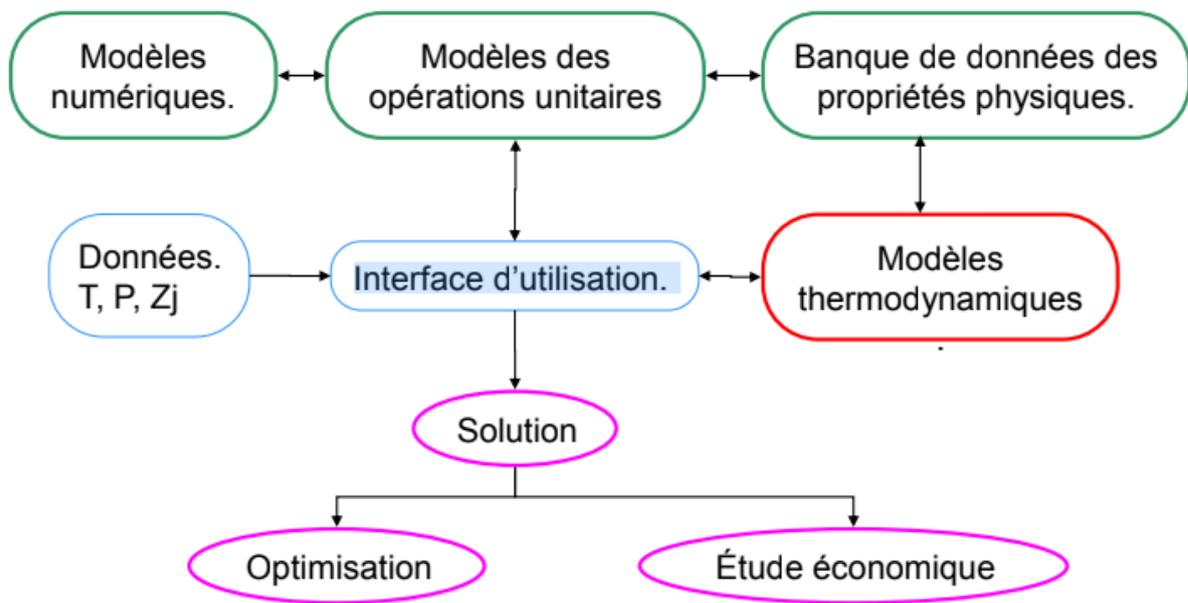


Figure V.1 : Structure générale de HYSYS.

V.2.4 Modèles thermodynamique : [15]

Les modèles thermodynamiques ont pour objectif de calculer les propriétés thermodynamiques et volumiques ainsi que l'état des composés purs et des mélanges aux conditions d'équilibre.

Des modèles thermodynamiques existants:

On cite :

- Modèles basés sur les équations d'état.
- Modèles d'activité.
- Modèles hétérogènes.

Des modèles basés sur une équation d'état :

- PENG ROBINSON (PR)
- LEE KESLER PLOCKER
- KABADI DANNER

- UNIQUAC (Universal quasi chemical)

Equation PENG ROBINSON:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$$

Où :

P : la pression du système ;

T : La température,

v : Le volume molaire du gaz.

On y reconnaît un terme de répulsion, qui prend en compte le volume propre des molécules à l'aide du paramètre b, ou covolume, d'une part, et un terme d'attraction, ou pression interne, qui est exprimé par le paramètre a.

Le calcul de la fugacité se fait à partir de la relation suivante :

$$\ln \phi_i = -\ln(Z - B) + (Z - 1)B_i - \frac{A}{2\sqrt{2}B}(A_i - B_i) \ln \left(\frac{A + (\sqrt{2} + 1)B}{A - (\sqrt{2} + 1)B} \right)$$

Avec :

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \qquad B = \frac{bP}{RT}$$

Et :

$$a = \sum_i^n \sum_j^n x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \qquad b = \sum_i^n x_i b_i$$

Les termes Ai et Bi sont données par :

$$A_i = \frac{1}{a} \left(2a_i^{0.5} \sum_j^n x_j a_j^{0.5} (1 - k_{ij}) \right) \qquad B_i = \frac{b_i}{b}$$

V.3 Les Paramètres essentiels de brut pour la simulation:

Cette partie consiste à **effectuer** une simulation du cas de design avec les paramètres de design pour vérifier le modèle thermodynamique et une simulation du cas réel en utilisant les données actuelles de l'unité dans le but de réaliser une étude sur le fonctionnement réel de l'unité pour essayer d'améliorer ses performances.

a) - Propriétés physicochimiques du pétrole brut : [17]

Tableau V.1 : Caractéristiques physico-chimiques du pétrole alimentant la Raffinerie d'Alger.

Caractéristiques	Unité	Résultats
Masse volumique à 20°C	g/cm ³	0,7997
Masse volumique à 15°C	g/cm ³	0,8035
Specific Gravity 60/60°F		0,8043
°API		44,4
Tension de vapeur Reid (TVR) à 37.8°C (100 °F)	KPa mm Hg psi	65,2 489 9,45
Point d'éclair, Vase fermé	°C	<-5,9
Point de congélation	°C	-39
Point d'écoulement	°C	-36
Viscosité cinématique à 20 °C	cSt	4.046
Viscosité cinématique à 37.8°C	cSt	2,419
Teneur en soufre par Ray X	% Pds	0,0796
Pouvoir Calorifique Supérieur	Kcal/ Kg	11 049,4
Pouvoir Calorifique Inférieur	Kcal/ Kg	10 282,1
Poids Moléculaire	g/mole	198
KUOP		12.2
Teneur en eau et sédiments (BSW)	% Vol	Nulle
Teneur en eau par extraction	% Vol	Nulle
Teneur en sels	% Pds	<0.0005
	mg/l	< 5
Teneur en asphaltènes	% Pds	(1)

Teneur en Résidu de Carbone — Méthode micro	% Pds	1,28
Teneur en Mercure	ug/l	0.1
Teneur en Paraffines cristallisables	% Pds	2,218

b) -La distillation TBP du pétrole brut : [17]

Tableau V.2 : Données de la distillation TBP du pétrole alimentant la raffinerie d'Alger

Températures °C	Poids %	Vol %
<15	3,7	5,2
15 - 65	10,2	13,1
65 - 70	10,8	13.5
70 - 75	11,0	14.0
75 - 80	11,8	14,9
80 - 85	12,9	18,2
85 - 90	14,4	17.9
90 - 95	15,7	19,4
95 - 100	18,8	20,7
100 - 105	17,8	21,8
105 - 110	18,7	22,8
110 -115	20,2	24,4
115 - 120	21,8	25.9
120 - 125	22,7	27,1
125 - 130	23,3	27,7
130 - 135	24,2	28.7

CHAPITRE V: SIMULATION DE LA SECTION DE PRÉ-DISTILLATION

135 - 140	25,8	30.4
140 - 145	27,2	31,9
145 - 150	28,4	33.1
150 - 155	29.6	34,3
155- 180	30,7	35.5
180. 185	32,1	38,9
185 - 170	33,1	38,0
170 - 175	34,1	39.0
175 - 180	35,2	40,1
180 - 185	38,1	41,0
185 - 190	37,4	42,3
190 - 195	38,2	43,1
195 - 200	39,4	44,4
200 - 205	40,1	45,1
205 - 210	41.1	46,1
210 - 215	42,1	47,1
215 - 220	43,1	48,1
220 - 230	45,1	50,1
230 - 240	46,6	51,6
240 - 250	48,5	53,5
250 - 260	50,7	55,6
260 - 270	52,5	57,4

270 - 280	54,4	59,2
280 - 290	56,2	80,9
290 - 300	58,0	82,6
300 - 310	59,8	84,3
310 - 320	80,6	65,0
320 - 330	82,2	66,5
330 - 340	63,7	67,9
340 - 350	65,9	69,9
350 - 360	67,3	71,2
380 - 370	68,7	72,5
370 - 380	70,4	74,0
380 - 390	71,9	75,4
R390+	100,0	100,0

c) - Composition de la fraction légère : [17]

Tableau V.3 : Composition de la coupe C5-" issue de la Distillation TBP du pétrole.

Constituants	% Massique	% Volumique
Éthane	0,0	0,0
Propane	0,1	0,2
Iso- Butane	0,5	0,7
n-Butane	2,6	3,6
Iso- Pentane	0,3	0,4
n- Pentane	0,2	0,3
Total	3,7	5,2

d) - Les conditions d'alimentation :

Tableau V.4 : Les conditions d'alimentation.

Température (°C)	22
Pression (bar)	17.2
Débit (tonne/ h)	465,999

V.5 Les étapes de la simulation par le logiciel HYSYS :

La simulation du procédé par Hysys a été effectuée en suivant les étapes suivantes :

- Crée une nouvelle tâche.

Pour créer un nouveau cas, il faut sélectionner **Create New case** dans le menu File.

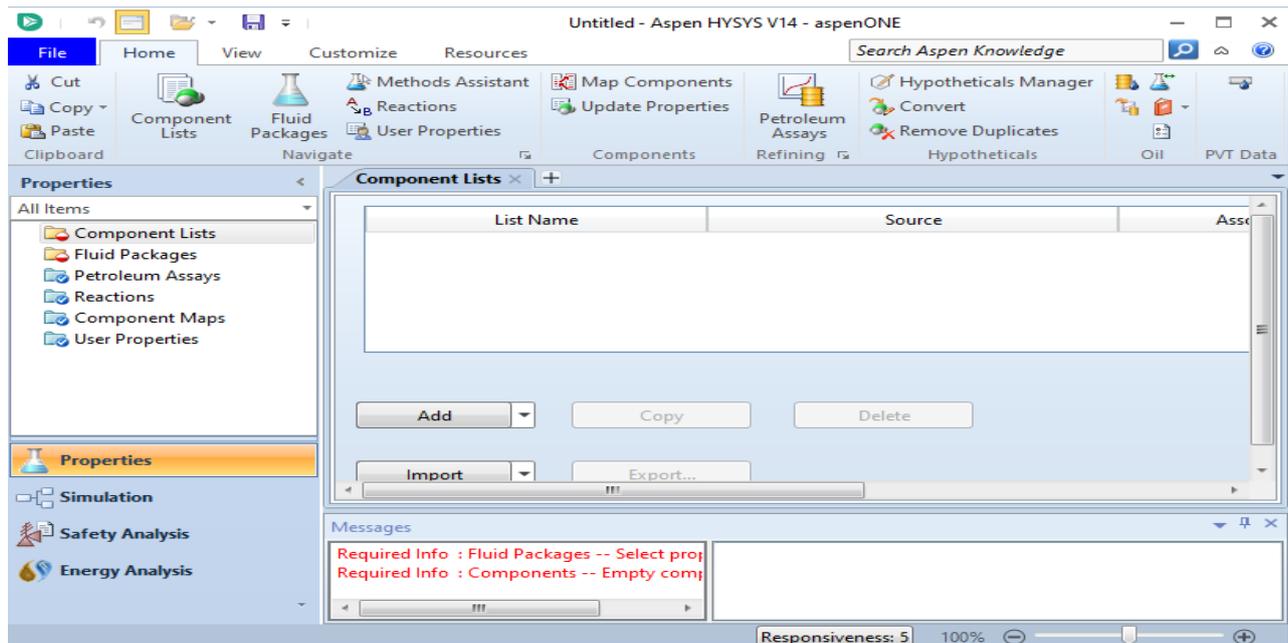


Figure V.2 : Nouvelle tâche.

- Choix des composés du procédé :

Aller a **component List** pour choisir les compositions de notre cas : Ethane, Méthane, i-Butane, n-Butane, i-Pentane, n-Pentane, L'eau.etc...

Comme il est présent sur la figure V.3.

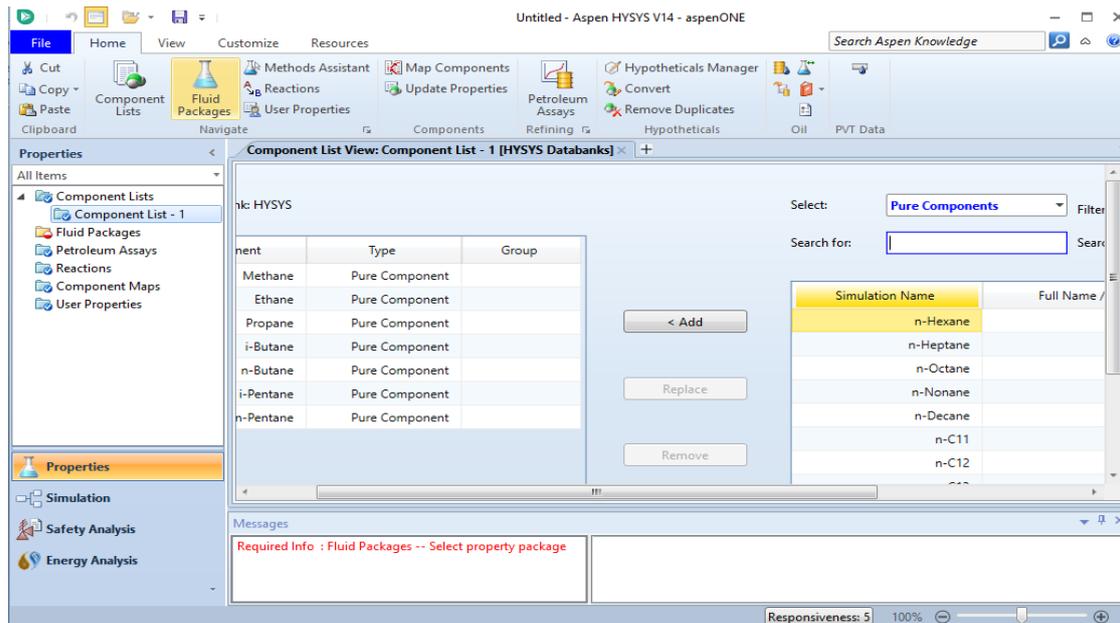


Figure V.3 : choix des composants.

• **Choix du modèle thermodynamique :**

Aller à "**Fluid Package**". Cela ouvrira une nouvelle fenêtre où l'on peut choisir le modèle désiré. Le modèle thermodynamique le plus utilisé dans le domaine du raffinage est le modèle de Peng Robinson. Ainsi, nous avons choisi le modèle de Peng Robinson pour ce travail. (Figure V.4)

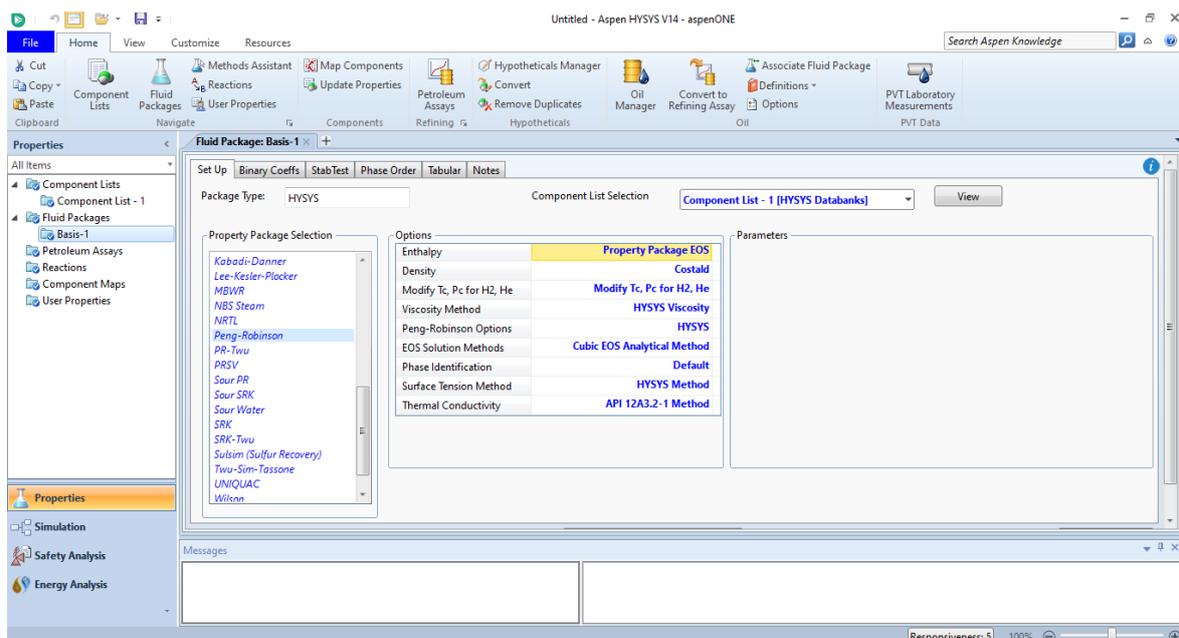


Figure V.4 : choix de modèle thermodynamique.

• **Les propriétés du pétrole :**

Dans cette étape nous souhaitons d'ajouter les données d'analyse pour le pétrole brut.

- Aller à 'oil manager' pour créer **new assay**.
- On ajoute les valeurs de la densité, la viscosité, etc.

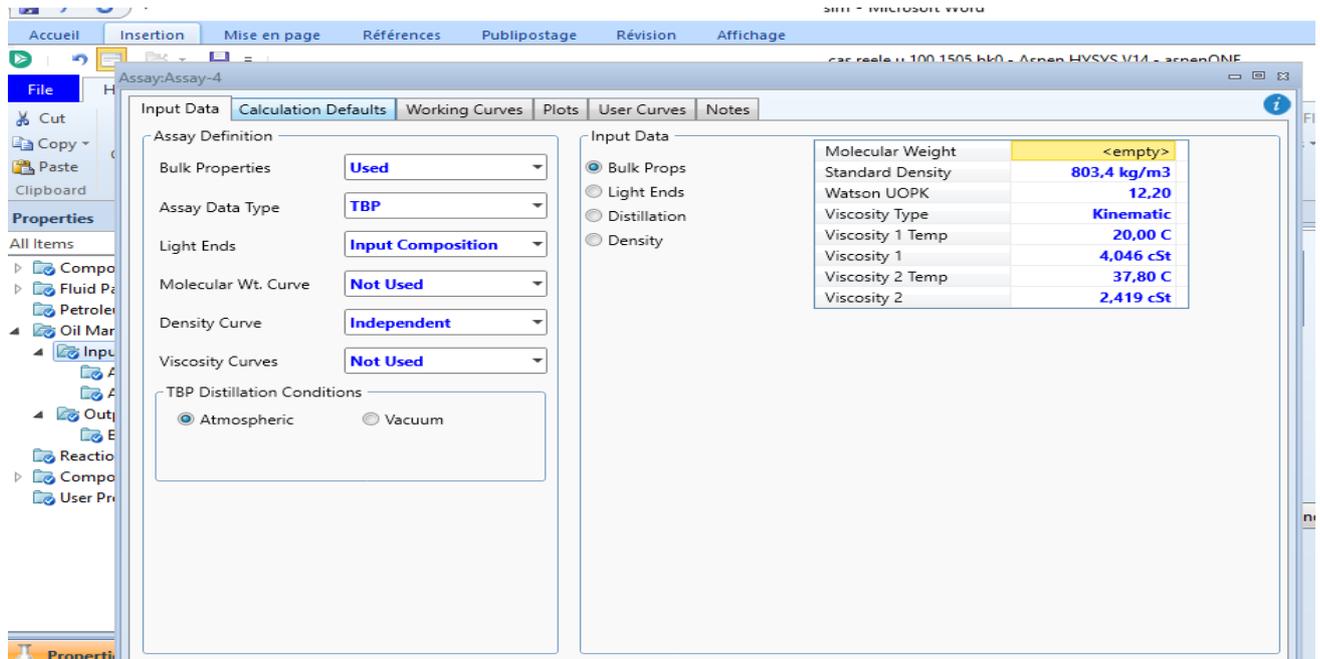


Figure V.5 : Introduction des propriétés du pétrole (Bulk prop).

- On applique le type de distillation désiré (TBP) et on identifie les valeurs (Tableau V.6) en fonction du poids du pétrole brut.
- On choisit les valeurs de rendement cumulatif en % poids et les températures peuvent être saisies. Après Cliquez sur OK.

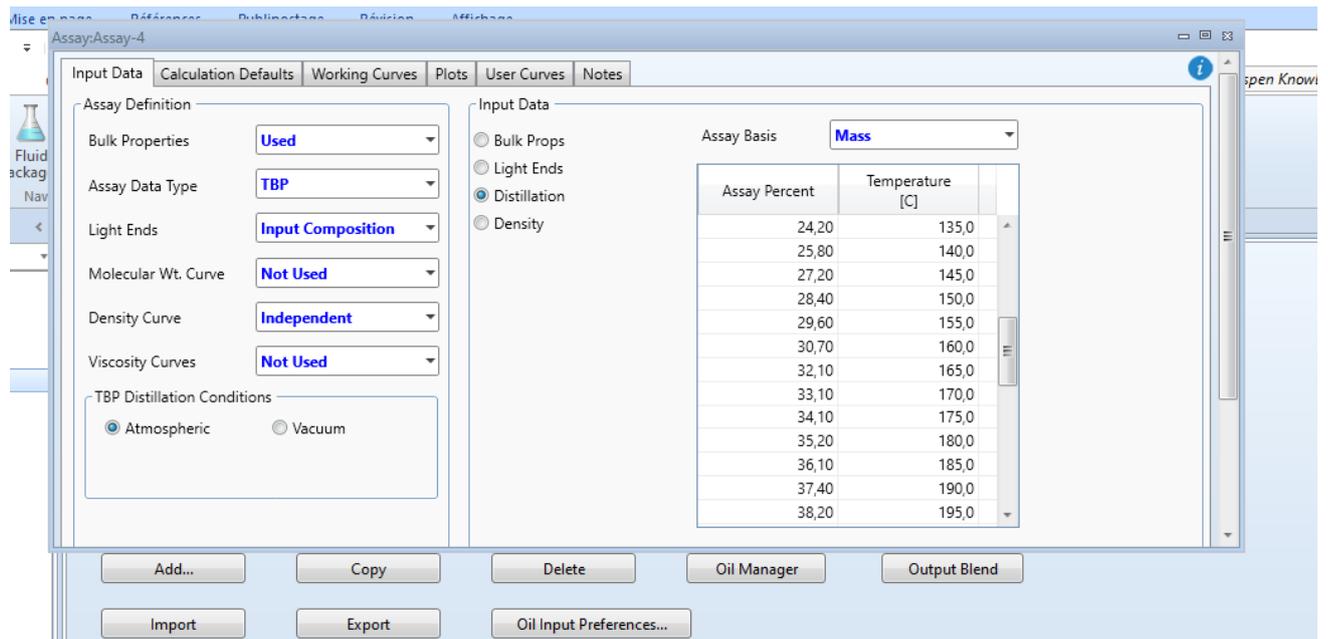


Figure V.6 : Valeurs de la distillation TBP

- Après cette étape on ajoute les composants des fractions légères du pétrole brut dans **Light Ends**, comme suit : éthane, méthane, i-butane, n-butane, i-pentane, H2O et n-pentane.

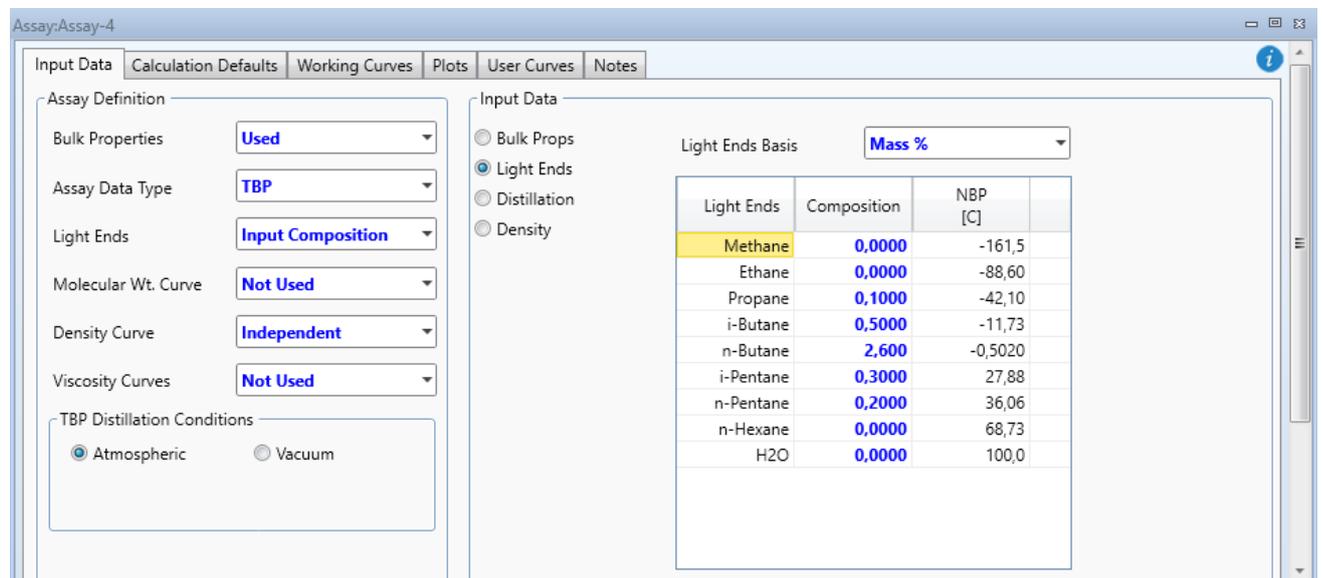


Figure V.7 : Introduction du poids des compositions légères.

- Prochaine étape c'est d'ajouter les données de la densité correspondant au % poids cumulées.

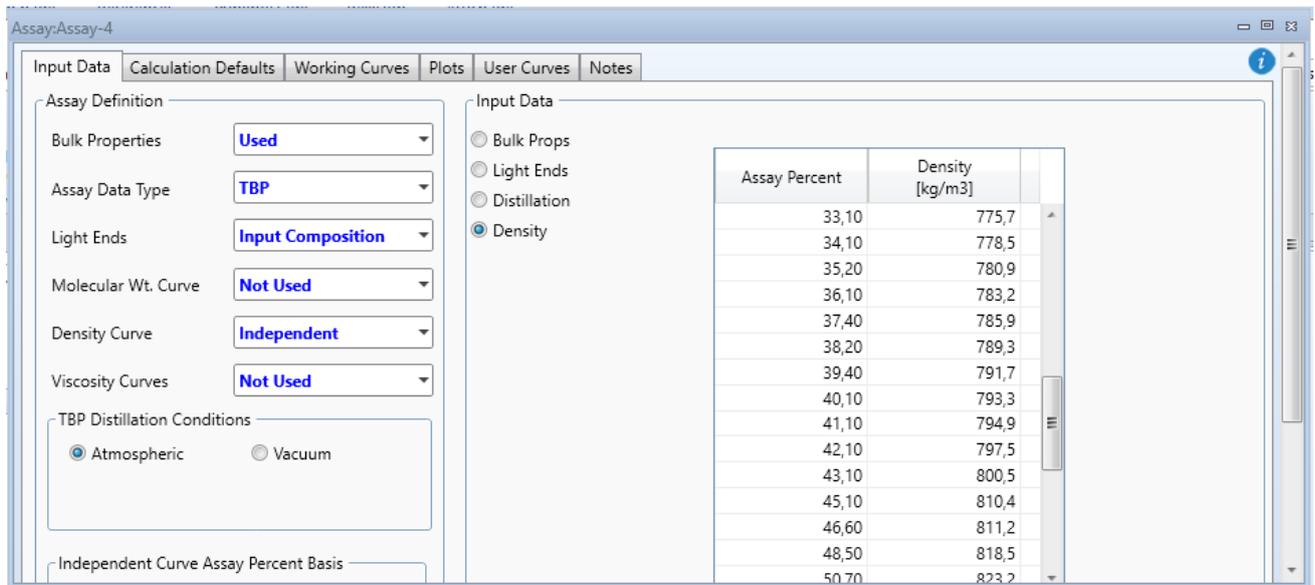


Figure V.8 : Introduction des propriétés du pétrole (Density)

Après avoir injecté les données nécessaires, nous installons le brut sous le nom. « Crude oil 24 » et on passe à la simulation en ce qui concerne la configuration des conditions opérationnelles pour les différentes étapes de la simulation. Voici les conditions à établir :

- L'alimentation en pétrole brut (Crude Oil Feed) : température de 22°C, pression après la pompe 17.2 bar et le débit massique est de 465,999 kg /h.
- Le brut passe par la première batterie des échangeurs E-501 et sort à la température de 58.6 °C, pression de 12.2 Bar.
- Après le brut passe par une deuxième batterie des échangeurs E -101 et sort à la température de 98 °C et pression de 9.9 bar.
- Le brute chauffé en première étape mélangé avec l'eau et entré directement dans le dessaleur, donc on obtient le brut séparé du l'eau salée (envoyé vers traitement) et le brut sort à la pression 9.5 bar et à la température 95.6 °C.
- Le brut dessalé envoyé vers la batterie des échangeurs E-102 et sort à 8.4 bar et 128 °C.

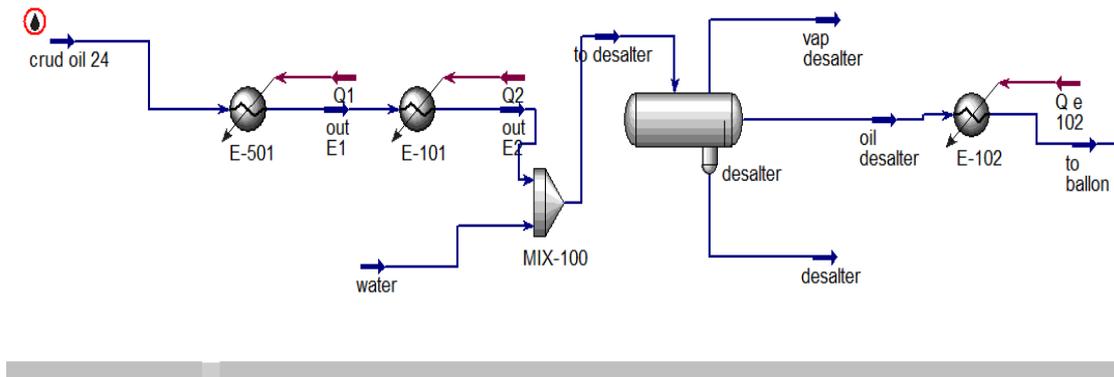


Figure V.9 : Schéma de préchauffage et dessaleur.

- Une fois l'eau éliminée le brut préchauffé à 128 °C alimente le ballon de pré-flash D102. Cette zone permet de séparer la phase liquide de la phase vapeur.

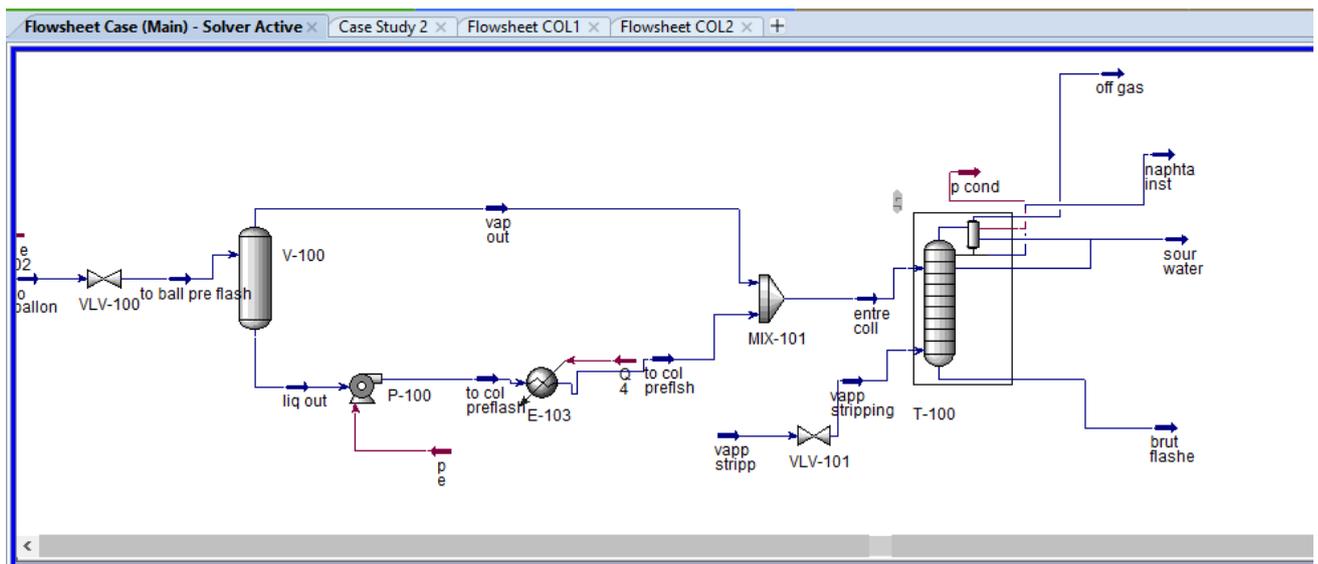


Figure V.10 : Schéma de ballon et colonne de pré flash.

- Après la séparation du pétrole brut en phases vapeur et liquide, la phase liquide traverse la batterie des échangeurs E-103 et mélangé avec la phase vapeur dans un collecteur avant d'entrer à la colonne de pré flash.

- spécification de la colonne de pré-distillation :

- Entrée de la colonne c-501:

- le brut entre dans la colonne pré flash au-dessus du 6 ème plateau.

- La vapeur stripping entre en bas de la colonne avec un débit de 5500kg/h (dans le cas de design). Avec une température de 270 °C et pression de 15 Bar.

- Sortie de la colonne : à la tête de la colonne de pré-flash on récupère le naphta instable, l'eau et le brut flashé en bas.

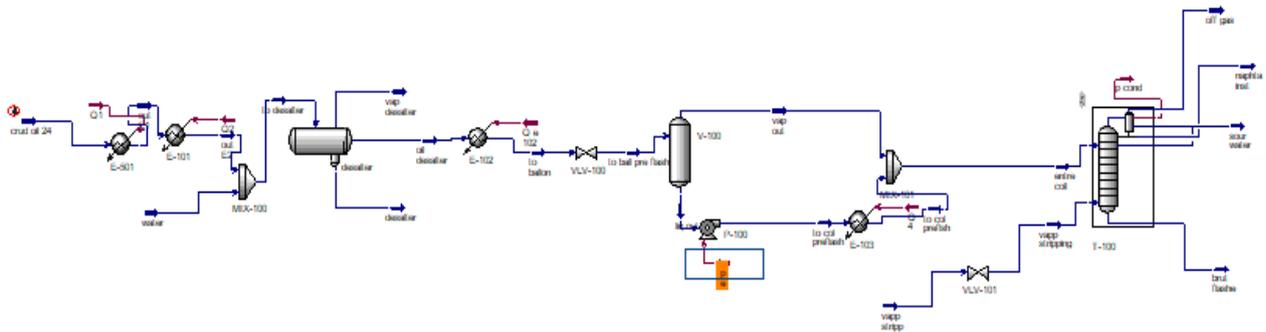


Figure V.11 : Schéma de la section pré distillation U 100.

- Résultats de cas de design simulé par rapport aux données du design :

Tableau V.5 : Comparaison entre les résultats de la simulation par HYSYS par apport au design.

	Design	HYSYS	Ecart absolu
Température d'alimentation. °C	171,0	170.1	0.9
Débit du naphta. kg/h	77035	77486	451
Débit de brut flashé. kg/h	380203	378697	1506
PF de naphta. °C	140	141.5	1.5
Débit de reflux. T/h	25 à 31	31	/

La simulation HYSYS est en accord avec les données de conception initiale du constructeur. Les écarts constatés dans les résultats des paramètres opératoires sont inférieures à la limite requise.

Cela prouve la fiabilité de la simulation et le bon choix du modèle thermodynamique (Peng Robinson).

• Simulation et validation du cas actuel de la colonne "C 501" :

Après avoir confirmé le choix thermodynamique et simulé le cas design avec de bons résultats, nous allons maintenant simuler la colonne avec la charge et les paramètres actuels.

- Les paramètres opératoire de la colonne c 501 " cas réelle ". (Tableau V.6)

Tableau V.6 : Les paramètres opératoires du cas actuel de la colonne

Paramètre	valeur
Température de bas :	167 °C
Pression de bas:	4.17 Bar
Température de la tête :	140 °C
Pression de la tête :	3.14 Bar
Température de condenseur :	42 °C
Débit de reflux :	11 m ³ /h
Température d'alimentation	173 °C
Débit d'alimentation	466374 kg/h

Après avoir saisi toutes les données nécessaires et les spécifications (Figure V.12)

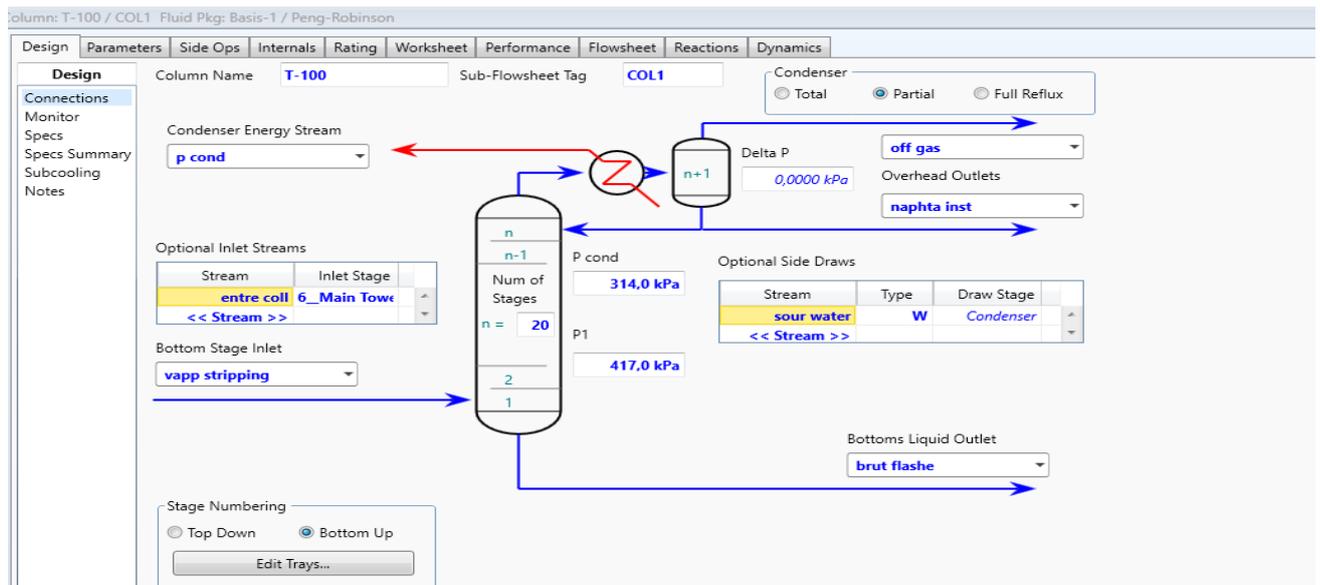


Figure V.12 : la spécification de la colonne.

Nous obtenons la convergence de la colonne (Figure V.13)

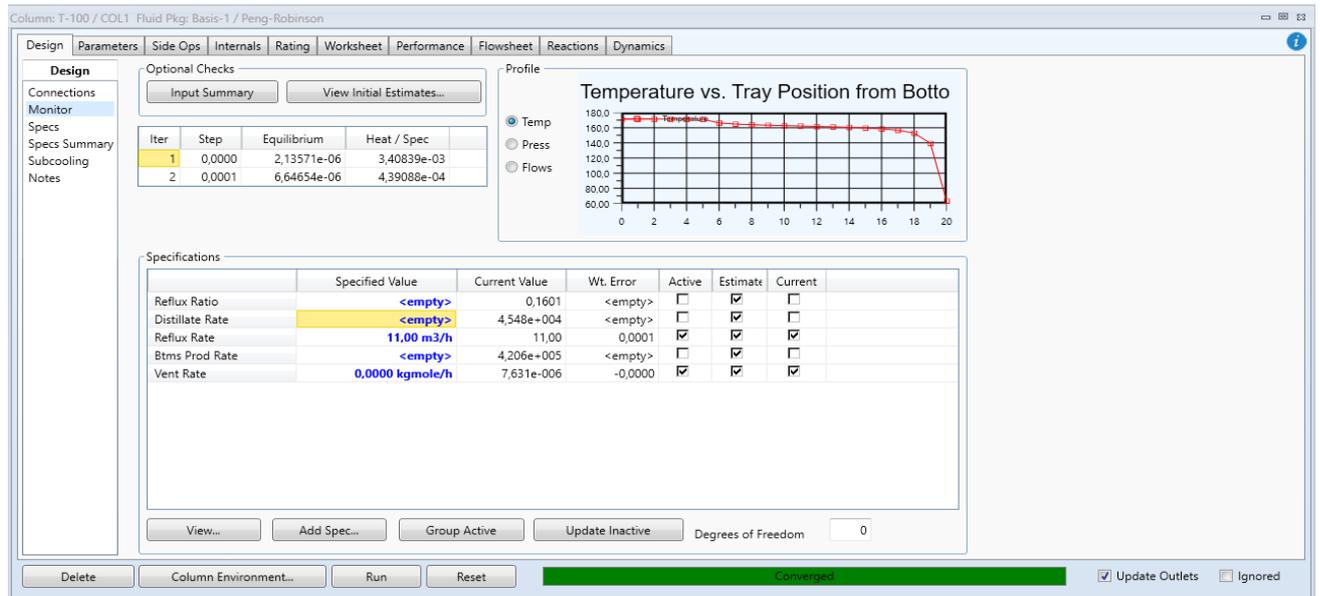


Figure V.13 : La convergence de la colonne.

• **Résultats et Discussions :**

En première étape. Une comparaison a été faite entre les paramètres actuels simulés et les paramètres de design simulé.

Tableau V.7 : comparaison des paramètres actuelle et paramètres de design.

	Vapeur stripping (kg/h)	Débit de Reflux (kg/h)	Point final D86 (°C)	Masse volumique (kg/m ³)	Débit de naphta (kg/h)
Cas design	5500	31000	141,5	686,42	77486,17
Cas actuelle	65	8000	165	664,87	38725,91

La question maintenant : quelle sont les conséquences de la vapeur stripping et quelle sont ses effets sur les autres paramètres. C'est ce qui pousse à cette étude à s'intéresser plus à l'effet de la vapeur stripping dans cette colonne.

V.6 L'impact de la vapeur stripping dans la colonne C 501 :

Dans cette étape, nous analysons l'effet de l'injection de vapeur de stripping sur les caractéristiques du naphta, en particulier sa densité, son débit massique, son point final, ainsi que la température et la pression de sommet de la colonne. Les résultats de cette étude sont présentés dans les tableaux et les graphes ci-dessous.

V.6.1. L'impact de la vapeur stripping sur le PF (D86) du naphta :

Tableau V.8 : point final de naphta en fonction de la vapeur stripping.

Débit de vapeur stripping (kg/h)	FBP D86 naphta °C
65	165
100	165,7
640	173,3
1180	176,4
1720	178,6
2260	180,3
2800	181,8
3340	183
3880	184
4420	184,9
4960	185,7
5500	186,4

Le tableau (Tableau V.8) nous montre plusieurs cas de variation de débit de vapeur stripping en fonction de point final de naphta , Les résultats obtenus montrent qu'il y a un effet évident de la vapeur sur le PF de naphta , on peut donc dire que l'utilisation d'une grande quantité conduit à une augmentation de PF , Cela est dû à l'évaporation d'autres éléments volatils ayant un point d'ébullition plus élevé sous l'effet de la chaleur dégagée par la vapeur, ce qui conduit à la présence de composés relativement lourds qui contribuent à augmenter le PF.

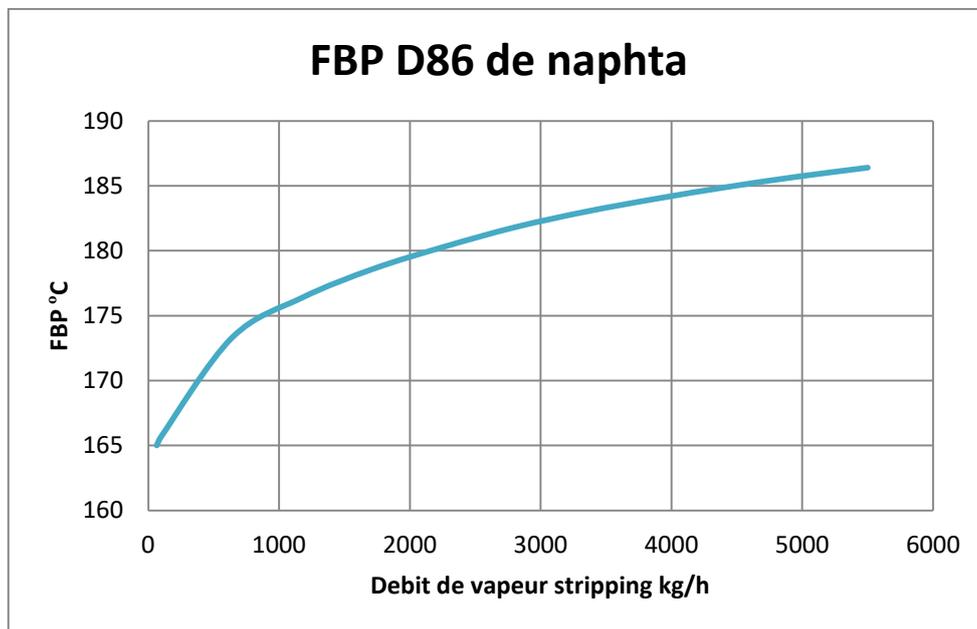


Figure V.14 : point final de naphta D86 en fonction de la vapeur stripping

Le graphe (Figure V.14) dans la figure représente l'effet de la vapeur sur le PF de naphta, nous observons qu'en diminuant le flux de vapeur, la valeur de PF diminue. Cela explique l'amélioration de la qualité du naphta, car les composés relativement lourds et indésirables ont diminué de manière significative.

V.6.2. L'impact de la vapeur stripping sur la densité :

Tableau V.9 : variation de la densité du naphta en fonction la vapeur stripping.

Débit de vapeur kg/h	La densité du naphta
65	664,8
100	665,7
700	668,8
1300	671
1900	673
2500	674,7
3100	676,2
3700	677,7
4300	679
4900	680,2
5500	681,3

Le tableau (Tableau V.9) montre plusieurs résultats expérimentaux de la variation de la densité en fonction de débit de vapeur. Les résultats montrent l'effet significatif de la vapeur sur la densité du naphta. Nous remarquons que l'utilisation de vapeur avec un débit élevé entraîne une augmentation de la densité. Cela peut être expliqué par l'accroissement des composés volatils relativement lourds, ce qui augmente notablement la densité.

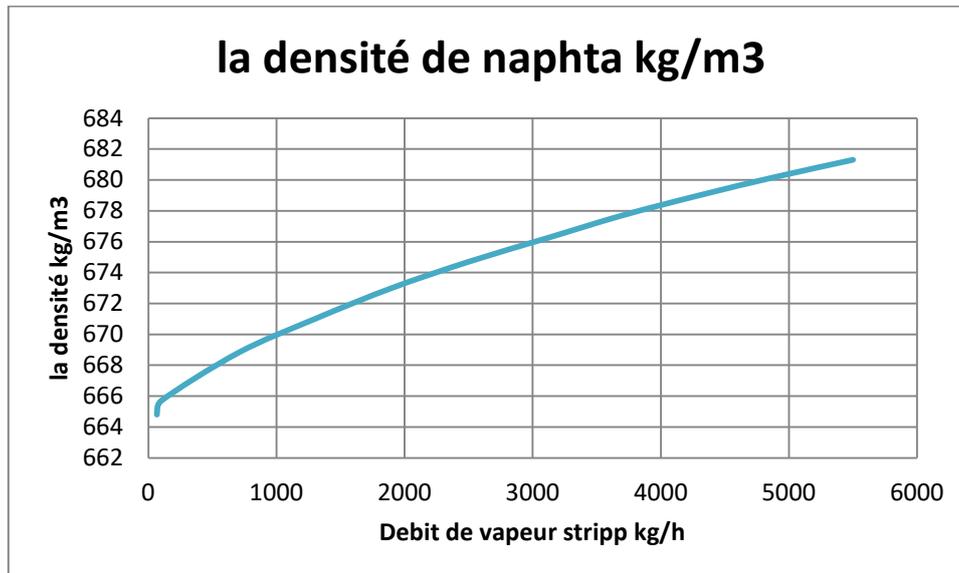


Figure V.15 : Densité de naphta en fonction de la vapeur stripping.

À travers le graphique (Figure V.15), nous observons une corrélation directe entre le débit de vapeur et la densité. Lorsque le débit de vapeur diminue, la densité diminue également. Cela indique une réduction des composés relativement lourds et indésirables. On peut donc conclure que réduire le débit de vapeur conduit à une amélioration de la qualité du naphta.

V.6. 3. L'impact de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta :

Tableau V.10 : L'effet de la vapeur stripping sur le débit massique du naphta.

Débit vapeur en kg/h	Débit massique du naphta en T/h
65	38,72
100	39,86
700	51,53
1300	57,54
1900	61,92
2500	65,49
3100	68,59
3700	71,35
4300	73,86
4900	76,16
5500	78,29

Nous remarquons à partir des expériences résumées dans le tableau (Tableau V.10) qu'il y a un effet évident de la vapeur sur le débit massique de naphta. Il apparaît qu'une augmentation du débit de vapeur entraîne une augmentation de la quantité de naphta produite par le processus de distillation. Nous pouvons expliquer cela par le fait que la vapeur aide à évaporer plus des composés légers et à les pousser vers le haut pour se retrouver dans le produit final de naphta.

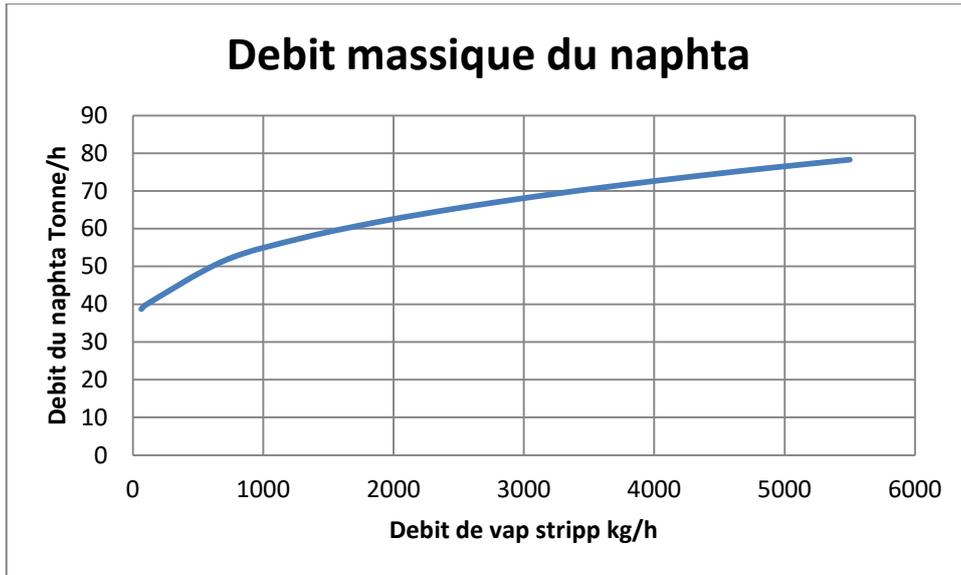


Figure V.16 : la variation de débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.

À partir du graphe (Figure V.16), nous observons une relation directe entre le débit de la vapeur stripping et le débit massique du naphta. Nous pouvons donc dire qu'une augmentation de débit de vapeur entraîne une amélioration du débit de naphta.

V.6.4. L'impact de la vapeur stripping sur la température de sommet de la colonne :

Tableau V.11 : L'effet de la vapeur stripping sur la température de sommet.

Débit vapeur en kg/h	température du sommet en °C
65	135,9
608	141,6
1152	143,8
1696	145,2
2239	146,2
2782	147
3326	147,7
3870	148,2
4413	148,8
4957	149,1
5500	149,4

Nous remarquons à partir du tableau (Tableau V.11) que la variation de la quantité de la vapeur stripping a également un effet sur la température de la tête de la colonne.

À partir du graphique (Figure V.17), nous observons une corrélation entre la variation de débit de la vapeur stripping et la température de sommet de la colonne, nous pouvons donc relier cette observation aux explications précédentes (amélioration du PF et la densité) et conclure que la diminution de la température du sommet de la colonne entraîne une amélioration de la qualité du naphta obtenu à partir de la colonne de prédistillation.

Si la quantité de la vapeur stripping diminue, la température dans le sommet baisse également, car le taux d'évaporation des composants que nous considérons comme lourds dans le naphta diminue, cela conduit à une amélioration de la qualité du naphta.

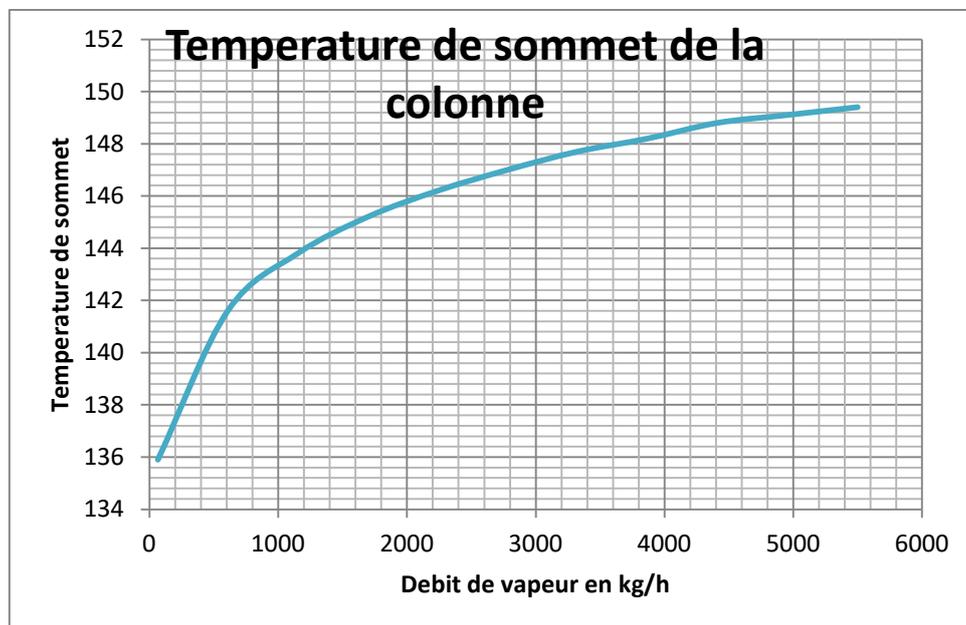


Figure V.17 : la variation de débit massique de naphta en fonction de la vapeur stripping.

Enfin nous concluons que l'utilisation excessive de la vapeur stripping est une raison de formation des point noirs dans le naphta, cela est dû à la volatilité des composés lourds et indésirables et inclus dans le produit de naphta.

V.7. Optimisation et modification :

V.7.1 Optimisation des paramètres de marche afin d'améliorer les caractéristiques du naphta " cas actuelle ":

Nous avons fait des essais de modification manuelle des paramètres opératoires pour optimiser la qualité et la quantité de naphta légère instable, nous avons ajusté la température d'alimentation ,

la température et la pression du sommet et de fond de la colonne, avec l'étude de l'effet de reflux et après chaque modification nous avons vérifié et analysé les résultats de la quantité (le débit) et la qualité du naphta (point final, densité, etc.)

Tableau V.12 : les paramètres de la colonne modifié.

Paramètre	valeur
Température d'alimentation	175 °C
Débit massique de reflux	12000 kg/h
Pression de sommet	3 bar
Température de sommet	130 °C
Pression de fond	3.9 bar
Température de fond	167 °C
Température de condenseur	50 °C

- modification des paramètres :

- On a essayé d'augmenté légèrement la température d'alimentation de la colonne C501 (le brut préchauffé entrée à la colonne à 175 °C au lieu de 171 °C " cette opération se devise en deux étapes avant et après le ballon de pré flash) pour gagner un peu des matières volatiles dans la colonne en raison de l'absence de la vapeur stripping.

Ensuite on ajuste légèrement la pression de service de sommet et de fond de la colonne et après chaque étape nous analysons les résultats.

Enfin, on ajuste le débit de reflux et on équilibre la quantité et la qualité de naphta.

Le débit de reflux est ajusté en fonction de (point final et le débit de naphta) et on essaye de respecter les conditions de design spécifié par le constructeur TECHNIP.

Le constructeur à conçu cette colonne pour séparer le naphta léger instable du brut, c'est pourquoi nous avons effectué des modifications en fonction des caractéristique du naphta léger.

Le point final de la coupe de naphta léger selon le constructeur PF = 140 °C, mais on choisie la valeur en excès du point final du naphta léger 151 °C, et cela ne dépasse pas 10 % de la valeur fixé par le constructeur, on a pris la valeur de PF = 151 °C qui est inferieur au PF actuelle pour éviter n'importe qu'elle problème de qualité comme l'apparition des points noirs en cas de perturbation.

Tableau V.13 : l'analyse des résultats de la variation de reflux.

	Débit de reflux kg/h	PF D86 °C	Densité kg/m3	Débit de naphta kg/h
Case 1	8000	169.1	670	4.522e+04
Case 2	1,00e+04	160.6	667	4.386e+04
Case 3	1.2e+04	151.5	664	4.231e+04
Case 4	1.4e+04	142.8	661	4.067e+04
Case 5	1.6e+04	136.1	657	3.903e+04
Case 6	1.8e+04	129	654	3.738e+04
Case 7	2,00E+04	124.3	650	3.578e+04
Case 8	2.2e+04	116	647	3.423e+04
Case 9	2.4e+04	112	643	3.27e+04
Maximum	2.4e+04	169.1	670	4.522e+04
Minimum	8000	112	643	3.27e+04

Après l'ajustement des paramètres de la colonne de pré -distillation, on obtient un naphta selon les caractéristiques suivantes.

Tableau V.14 : les nouvelles caractéristiques du naphta.

Paramètre	Cas optimisé	Cas actuelle
Température de sortie (tête de la colonne)	127.2 °C	140 °C
Débit massique	42310 kg/h	38725,91 kg/h
Débit volumique	65 m3/h	60 m3/h
(point finale de naphta) D86 FBP	151.5 °C	164 °C
Densité de naphta	664 kg/m3	664.8 kg/m3

Après avoir étudié l'effet de la vapeur stripping sur la quantité et les caractéristiques du naphta léger, nous allons maintenant étudier la possibilité d'utiliser la vapeur stripping comme indiqué dans le cas de design.

V.7.2 Modification des caractéristiques de la colonne :

Après avoir défini les caractéristiques internes de la colonne dans le programme simulateur , et après la vérification des paramètres hydrauliques ceci a permis d'avoir une colonne de pré-distillation avec une couleur rouge sur tous les étages de 1 à 20 (Figure V.18) , cette indication (couleur rouge) signifie qu'il y a un problème de fonctionnement dans ces plateaux , nous remarquons l'existence des phénomènes comme le pleurage et l'engorgement.

Ces signes de problème demandent une vigilance particulière, parce qu'il provoque une diminution de l'efficacité de la colonne.

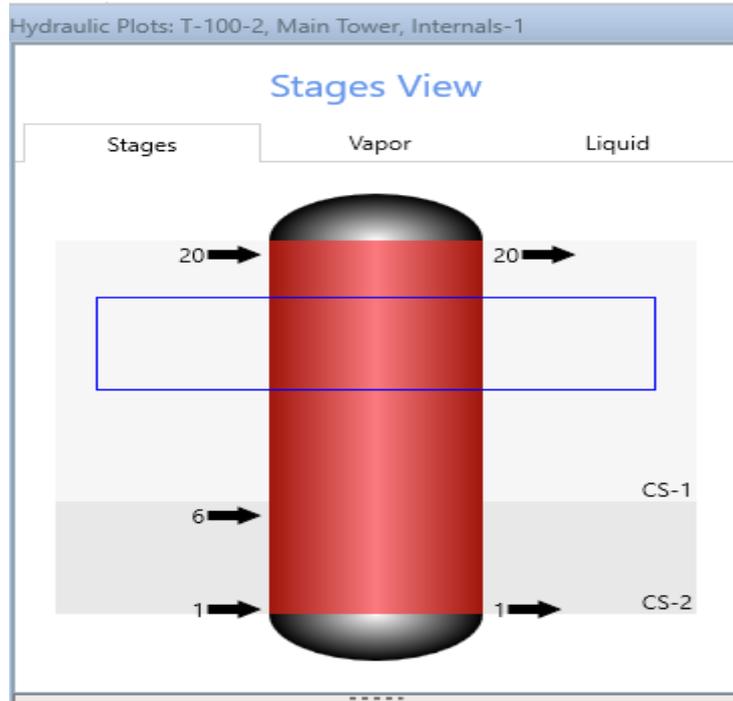


Figure V.18 : Problème de fonctionnement de la colonne.

On peut dire que l'engorgement peut être causé par divers facteurs, tels que la formation d'une émulsion en raison du fort débit de la phase gazeuse, cette émulsion peut provoquer le remplissage de tout l'espace entre les deux plateaux avec le liquide, cela augmente fortement la perte de charge et démunie l'efficacité du plateau.

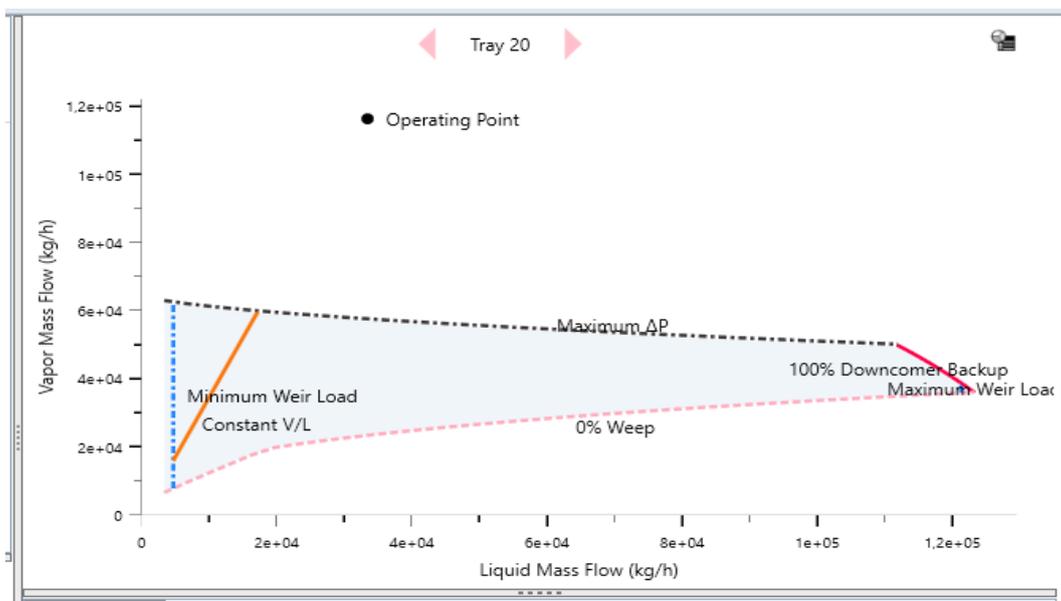


Figure V.19 : Phénomène d'engorgement au niveau de 20^{ème} étage.

Le pleurage survient lorsque le liquide s'accumule et s'écoule le long des plateaux de la colonne, cela peut causer une mauvaise séparation des composants, car le liquide n'a pas suffisamment de temps pour atteindre l'équilibre avec la vapeur et donc la performance globale de la colonne peut être réduite.

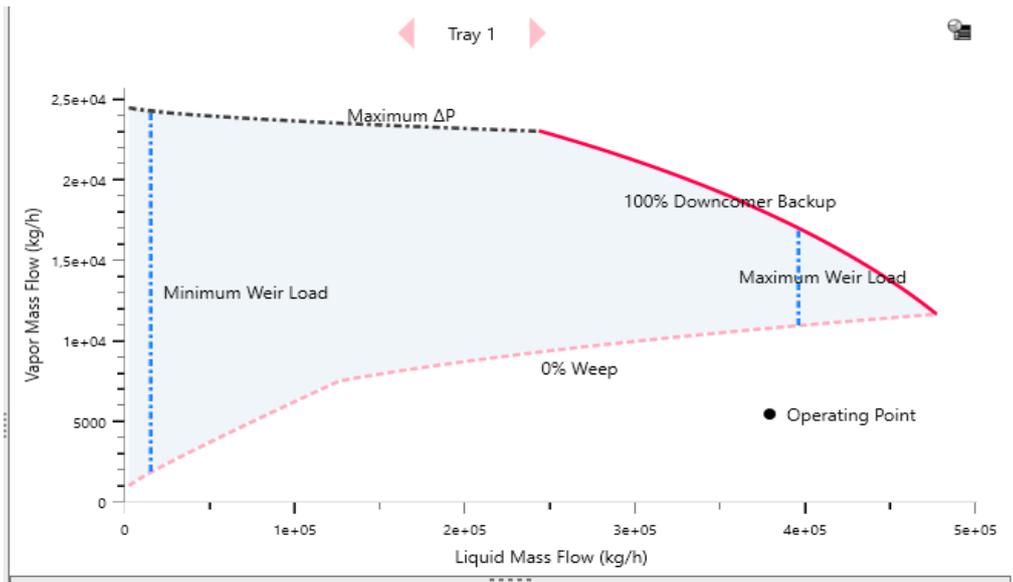


Figure V.20 : phénomène de pleurage au niveau de 1ère étage.

Nous résumons les problèmes rencontrés dans la colonne du tableau suivant :

Tableau V.15 : L'état des étages de la colonne.

Les étages	Le problème existe
De 06 à 20	Engorgement
03et 04	Début d'engorgement
01et 02	Pleurage

Après une étude approfondie sur les différentes caractéristiques de la colonne, il s'avère que la conception interne actuelle de la colonne n'est pas compatible avec les conditions opératoires dans tous les cas.

C'est ce qui nous pousse à rechercher des solutions et à essayer d'ajuster le design intérieur de la colonne, cela se fait en suivant l'instruction de simulateur (Figure V.21)

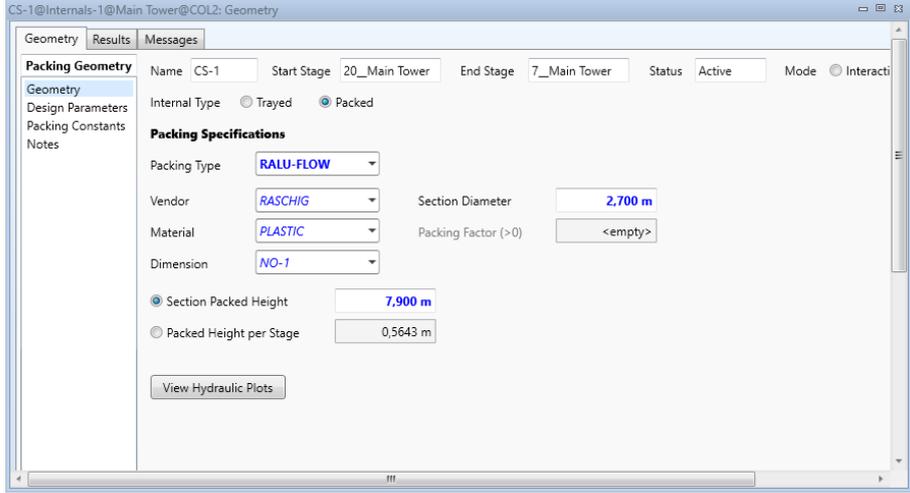
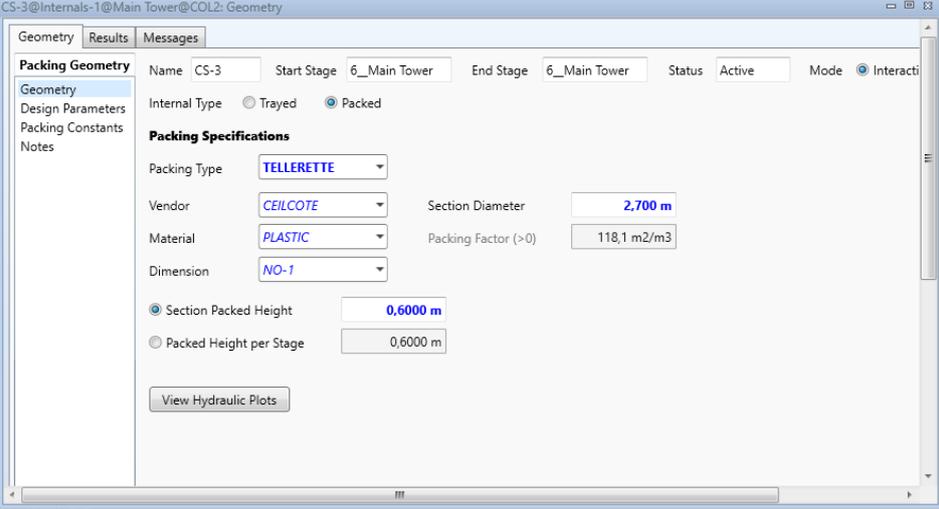
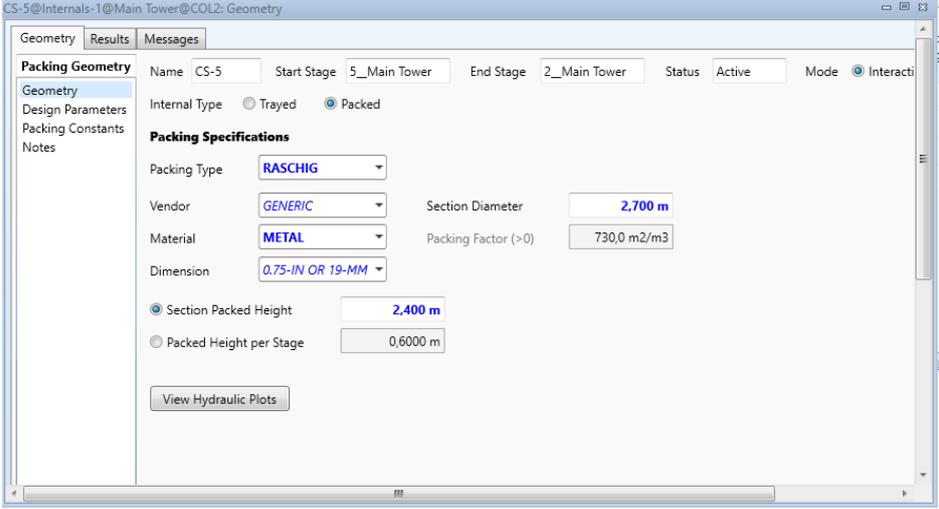
Geometry	Results	Messages								
		<table border="1"> <tr> <td>⚠</td> <td>The downcomer area exceeds the 25% best practice. We recommend increasing section diameter.</td> </tr> <tr> <td>✖</td> <td>Weeping detected on Stage 1. We recommend decreasing the number of holes, caps or valves.</td> </tr> <tr> <td>⚠</td> <td>Side downcomer exit velocity for Stage 1 is greater than 0,56 m/s. We recommend increasing the tray spacing or downcomer clearance.</td> </tr> <tr> <td>✖</td> <td>Stage 1 is operating above the maximum of 80% downcomer choke flood specified. We recommend increasing downcomer widths.</td> </tr> </table>	⚠	The downcomer area exceeds the 25% best practice. We recommend increasing section diameter.	✖	Weeping detected on Stage 1. We recommend decreasing the number of holes, caps or valves.	⚠	Side downcomer exit velocity for Stage 1 is greater than 0,56 m/s. We recommend increasing the tray spacing or downcomer clearance.	✖	Stage 1 is operating above the maximum of 80% downcomer choke flood specified. We recommend increasing downcomer widths.
⚠	The downcomer area exceeds the 25% best practice. We recommend increasing section diameter.									
✖	Weeping detected on Stage 1. We recommend decreasing the number of holes, caps or valves.									
⚠	Side downcomer exit velocity for Stage 1 is greater than 0,56 m/s. We recommend increasing the tray spacing or downcomer clearance.									
✖	Stage 1 is operating above the maximum of 80% downcomer choke flood specified. We recommend increasing downcomer widths.									

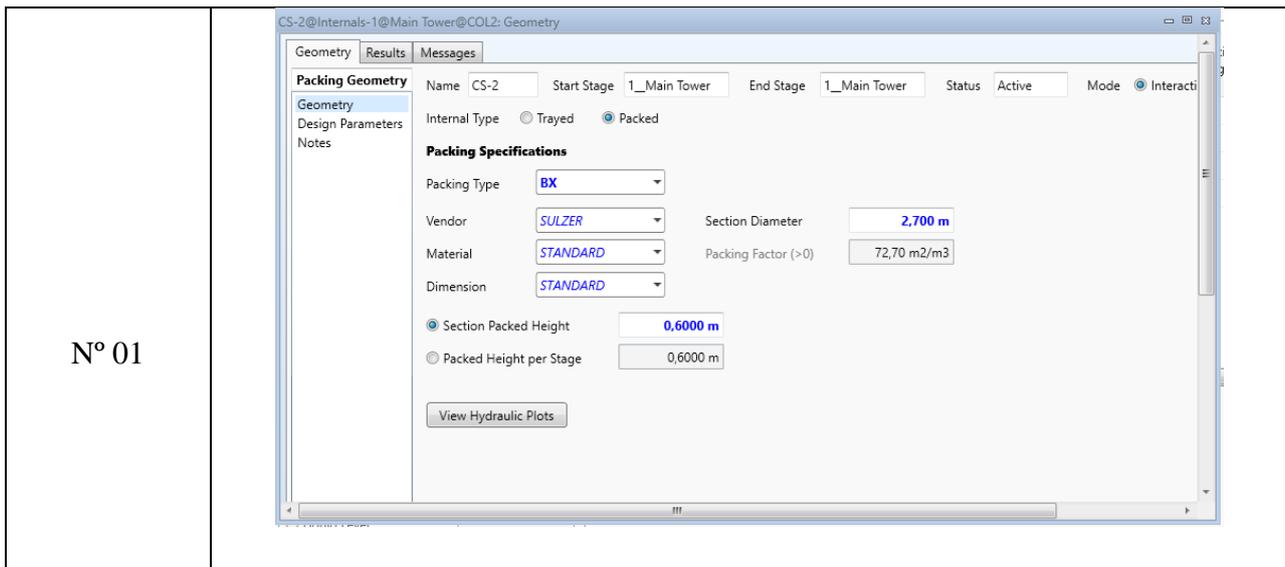
Figure V.21 : Exemple de l'instruction recommandée

Après avoir suivi les étapes nécessaires des modifications des plateaux pour remédier aux problèmes existants, il est devenu clair qu'il n'y a pas de solution complète, alors nous avons essayé de changer les plateaux avec des garnissages ce qui donne de bons résultats implique que le bon fonctionnement de la colonne et la disparition des phénomènes de pleurage et d'engorgement.

Nous résumons les nouvelles caractéristiques de conception dans le (Tableau V.16) :

Tableau V.16 : Les caractéristiques de nouveau désigne pour chaque partie.

Etage	Nouveau design
7 à 20	
N° 06	
2 à 5	



Grace à l'application des nouvelles caractéristiques dans le logiciel HYSYS, nous avons observé une couleur bleue uniforme sur les étages de 1 à 20, comme illustré dans la figure ci-dessous (Figure V.22). Cette uniformité témoigne de l'absence des problèmes d'engorgement et de pleurage dans la colonne.

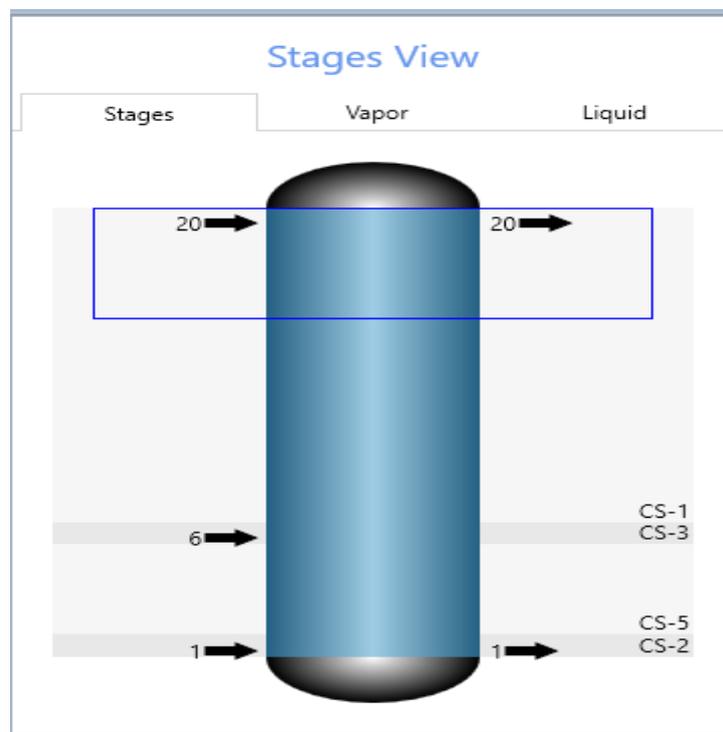


Figure V.22 : La colonne après modification.

Ces résultats sont bons, parce qu'elles assurent le fonctionnement de la colonne sans les problèmes précédents, donc la marche de la colonne elle est stable et cela garantit une bonne

séparation des composants, et nous concluons qu'il y a une amélioration de la quantité et la qualité de naphta léger.

● **Conclusion :**

Nous concluons que la conception interne actuelle de la colonne ne convient pas pour la marche stable avec les condition de design et ça pourrait être une raison de coloration de naphta , et malgré la solution de la coupure de la vapeur stripping cela a donné des résultats acceptables en ce qui concerne la qualité de naphta , cependant, cela a entraîné une diminution significative de la quantité , et la modification étudiée (changement des plateaux par des garnissages) nous permet d'obtenir un produit avec une meilleur qualité et une plus grande quantité.

Conclusion générale

Dans ce présent travail, nous avons étudié les paramètres d'exploitation de la colonne de pré distillation et l'impact de la variation de ces paramètres sur la quantité et les caractéristiques du naphta léger.

L'utilisation du simulateur HYSYS a joué un rôle essentiel dans notre étude, qui a facilité l'analyse du comportement de la colonne de pré-distillation sous diverses conditions, cela nous a permis d'essayer plusieurs cas différents et de voir l'étendue de leur impact et l'interprétation des différents résultats.

L'analyse de l'effet de la vapeur stripping dans cette colonne a été un élément clé dans notre étude, parce qu'il y a un changement dans les conditions de marche entre le cas de design (conception avec l'utilisation de la vapeur stripping) et le cas actuelle (la marche avec la coupure de la vapeur stripping), la raison de la coupure de la vapeur stripping c'est pour la prévention de la formation des points noirs dans le naphta léger. Notre étude sur l'effet de la vapeur stripping a montré que l'utilisation excessive de la vapeur peut entraîner l'évaporation des plusieurs composes indésirables lourds par rapport aux composes du naphta léger et cela peut conduire à un naphta noir non conforme.

Par comparaison entre les deux cas (avec et sans utilisation de vapeur stripping) nous notons qu'après l'isolation de la vapeur la quantité de naphta léger a diminué de 77 Tonne/h à 38 Tonne/h. Et donc nous pouvons dire que l'efficacité de la colonne a diminué de la moitié concernant la quantité. Autrement dit, la solution est réalisable pour la qualité, mais elle entraine une diminution de la quantité.

Pour optimiser les conditions actuelles, nous avons apporté quelques changements concernant le fonctionnement de la colonne afin d'améliorer la qualité et la quantité du naphta, notamment en augmentant légèrement la température d'alimentation et en réduisant légèrement la pression à la tête de la colonne, avec une légère augmentation du reflux. Cela a conduit à améliorer la qualité du naphta en réduisant le PF qui était supérieur aux conditions spécifiées par le constructeur, et ces changements ont également entraîné une augmentation de la quantité de produit.

Dans la dernière étape, nous avons abordé l'étude du cas de conception en présence de vapeur afin de pouvoir utiliser la vapeur et obtenir des résultats équilibrés entre qualité et la quantité. Après avoir constaté qu'il y avait un problème lié à l'occurrence des phénomènes d'engorgement et de pleurage qui réduisent l'efficacité de la colonne, nous avons proposé de modifier les

caractéristiques internes de la colonne, et les résultats obtenus ont été positifs sans rencontrer les problèmes précédents, en utilisant des garnissages à la place des plateaux.

Références bibliographiques

1. Manuel opératoire de la raffinerie d'Alger.
2. <https://www.connaissancedesenergies.org/fiche-pedagogique/petrole>.
3. Dr S Siad " introduction_au_raffinage_et_a_la_petrochimie " université de Batna.
4. <https://cip.dz/fr/petrole-lopep-maintient-ses-previsions-de-croissance-de-la-demande-mondiale-en-2024/>.
5. WAUQUIER, J.P., « Le Raffinage du pétrole, pétrole brut, produits pétroliers schémas de fabrication », Edition Technip 1994.
6. Matar, Sami. Chemistry of PETROCHEMICAL PROCESSES. 2000. 2nd Edition.
7. Document : 1 Generalites sur le petrole - Procédés de raffinage et de separation I. Généralités sur le pétrole - Studocu
8. A.BENHAMED Généralités sur le raffinage IAP Edition. 1984.
9. P WUITHIER " raffinage et génie chimique" édition Technip 1972.
10. Différence entre la distillation atmosphérique et la distillation sous vide / Chimie industrielle | La différence entre des objets et des termes similaires. (differkinome.com)
11. G. OTHMANINE & S. MUSTAFAEF: Calcul du Topping, « FHC » UMBB, 2000
12. LES ÉQUIPEMENTS LES COLONNES," Total " Manuel de formation cours EXP-PR-EQ100 Révision 0.1
13. Bases théoriques de la distillation | Nouh I Kaoud - Academia.edu
14. MANUEL D'EXPLOITATION U100 (RA1G)
15. S. Akrouf cours initiation à la simulation IAP.
16. TECH, ASPEN. <https://www.aspentech.com/>.
17. échantillonnage et étude de caractérisation complète du pétrole brut alimentant la raffinerie d'Alger.